



**TUGAS AKHIR - TE 141599**

## **SISTEM PENGATURAN LEVEL MENGGUNAKAN PI ADAPTIF UNTUK TANGKI TIMBUN CPO**

Maritza Cahyaningrum  
NRP 2214105054

Dosen Pembimbing  
Ir. Katjuk Astrowulan, MSEE.  
Imam Arifin, S.T, M.T.

JURUSAN TEKNIK ELEKTRO  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya 2016





**FINAL PROJECT - TE 141599**

## **LEVEL CONTROL SYSTEM FOR CPO STORAGE TANK USING ADAPTIVE PI**

Maritza Cahyaningrum  
NRP 2214105054

Supervisor  
Ir. Katjuk Astrowulan, MSEE.  
Imam Arifin, S.T, M.T.

ELECTRICAL ENGINEERING DEPARTMENT  
Faculty of Industrial Technology  
Sepuluh Nopember Institute of Technology  
Surabaya 2016



# **SISTEM PENGATURAN LEVEL MENGGUNAKAN PI ADAPTIF UNTUK TANGKI TIMBUN CPO**

## **TUGAS AKHIR**

**Diajukan Guna Memenuhi Sebagian Persyaratan  
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik  
Pada**

**Bidang Studi Teknik Sistem Pengaturan  
Jurusan Teknik Elektro  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember**

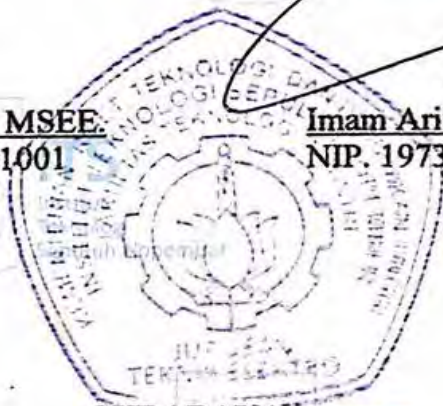
**Menyetujui :**

**Dosen Pembimbing I**

**Ir. Katjuk Astrowulan, MSEE.**  
**NIP. 195104151978031001**

**Dosen Pembimbing II**

**Imam Arifin, S.T, M.T.**  
**NIP. 197302222002121001**



**SURABAYA  
JUNI, 2016**

-----Halaman ini sengaja dikosongkan-----

## **SISTEM PENGATURAN LEVEL MENGGUNAKAN PI ADAPTIF UNTUK TANGKI TIMBUN CPO**

**Nama** : Maritza Cahyaningrum  
**Pembimbing I** : Ir. Katjuk Astrowulan, MSEE.  
**Pembimbing II** : Imam Arifin, S.T, M.T.

### **ABSTRAK**

Level *Crude Palm Oil* (CPO) di dalam tangki timbun merupakan salah satu variabel penting yang harus diatur dan dipantau. Tangki timbun didesain lengkap dengan sistem pemanas yang menyuplai *steam* dari *boiler* mengalir pada saluran pipa secara konstan. Proses pemanasan dimulai saat CPO mengisi tangki timbun. Proses ini diperlukan untuk memenuhi persyaratan temperatur ( $50^{\circ}\text{C}$ ), sehingga CPO dapat disalurkan ke pelanggan. Permasalahan terjadi ketika level CPO menurun karena *valve* keluaran dibuka yang menyebabkan temperatur meningkat. Volume CPO yang lebih kecil di dalam tangki timbun dengan aliran *steam* yang konstan akan menyebabkan kelebihan energi panas yang ditransfer dan temperatur meningkat. Dengan mengacu pada permasalahan tersebut, sistem pengaturan level CPO diperlukan untuk menjaga level CPO mendekati konstan dan temperatur yang diinginkan dapat tercapai. Dengan mengatur aliran yang masuk ke dalam tangki, level CPO juga dapat diatur. Pada sistem *real*, banyak faktor yang dapat menyebabkan parameter sistem berubah-ubah, sehingga kontroler PI MRAS harus dipilih untuk membangun suatu sistem adaptif. Dari hasil simulasi diperoleh bahwa sistem ini dapat menyesuaikan dengan referensi model dan lebih cepat beradaptasi ketika terjadi perubahan parameter.

**Kata Kunci** : Level, Tangki timbun CPO, PI MRAS.

-----Halaman ini sengaja dikosongkan-----



## ***LEVEL CONTROL SYSTEM USING ADAPTIVE PI FOR CPO STORAGE TANK***

**Author** : Maritza Cahyaningrum  
**Supervisor I** : Ir. Katjuk Astrowulan, MSEE.  
**Supervisor II** : Imam Arifin, S.T, M.T.

### ***ABSTRACT***

*Crude Palm Oil (CPO) level inside of storage tank was a crucial variable that must be under controlled and monitored. A storage tank was designed completely with a heating system that supply the steam flowing on a pipeline constantly from the boiler. Heating process will be started while CPO fill the storage tank. This process is needed to satisfy the temperature requirement (50°C), so that the CPO can be distributed to the customer. The problem is occurred when the CPO level is going down by the output valve opened, that affect the temperature is getting higher. Lower CPO volume inside the storage tank with the constant steam flow heating will cause excess heat energy transferred and the temperature increased. According to that problem, a CPO level control system was required to keep the CPO level almost constant and the desired temperature can be achieved. By controlling the inlet flow, the CPO level also able to be controlled. In the real system, there are many factors that cause the system parameter changed, so that the PI MRAS controller must be selected to build an adaptive system. The simulation result show that these system can follow the reference model and adapt faster when the system parameter changed.*

**Keywords** : *Level, CPO storage tank, PI MRAS*

-----Halaman ini sengaja dikosongkan-----

# DAFTAR ISI

	HALAMAN
HALAMAN JUDUL .....	i
PERNYATAAN KEASLIAN .....	v
LEMBAR PENGESAHAN .....	vii
ABSTRAK .....	ix
<i>ABSTRACT</i> .....	xi
KATA PENGANTAR .....	xiii
DAFTAR ISI .....	xv
DAFTAR GAMBAR .....	xvii
DAFTAR TABEL .....	xix
BAB I PENDAHULUAN .....	1
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Perumusan Masalah .....	2
1.3 Batasan Masalah .....	3
1.4 Tujuan Penelitian .....	3
1.5 Metodologi .....	3
1.6 Sistematika Penulisan .....	4
1.7 Relevansi .....	5
BAB II SISTEM PENGATURAN LEVEL DAN METODE ADAPTASI .....	7
2.1 Sistem Pengaturan Level .....	7
2.2 Tangki Silinder Vertikal .....	8
2.3 Pompa Tipe <i>Gear</i> .....	10
2.4 Sensor Level Radar .....	11
2.5 Kontroler PID .....	12
2.6 Sistem Adaptif .....	14
BAB III SISTEM PENGATURAN LEVEL PADA TANGKI TIMBUN CPO .....	19
3.1 Sistem Tangki Timbun CPO .....	19
3.2 Pemodelan Sistem Pengaturan Level .....	20
3.2.1 Pemodelan <i>Gain</i> Pompa .....	22
3.2.2 Pemodelan Waktu Tunda karena Adanya Pipa .....	22
3.2.3 Pemodelan Tangki Timbun .....	22
3.2.4 Pemodelan <i>Gain</i> Sensor .....	223

3.3 Perancangan Kontroler PI .....	24
3.4 Perancangan Penalaan Otomatis Kontroler PI dengan MRAS ...	26
3.5 Perancangan Simulasi Sistem.....	30
BAB IV PENGUJIAN DAN ANALISA.....	33
4.1 Pengujian Variasi Keadaan pada Kontroler PI.....	33
4.1.1 Pengujian Variasi <i>Set Point</i> .....	33
4.1.2 Pengujian Variasi Nilai Parameter Proporsional .....	34
4.1.3 Pengujian Variasi Nilai Parameter Integral.....	35
4.1.4 Pengujian Perubahan Parameter .....	36
4.1.5 Pengujian Variasi Gangguan pada Buka-an <i>Valve</i> Masukan ..	37
4.2 Pengujian Variasi Keadaan pada Kontroler PI dan MRAS .....	38
4.2.1 Pengujian Variasi <i>Set Point</i> .....	38
4.2.2 Pengujian Variasi Konstanta Adaptasi ( $\Gamma$ ) .....	39
4.2.3 Pengujian Perubahan Parameter dengan $\Gamma$ 0,0005.....	40
4.2.4 Pengujian Perubahan Parameter dengan $\Gamma$ 0,0001.....	41
4.2.5 Pengujian Variasi Buka-an <i>Valve</i> Masukan dengan $\Gamma$ 0,0005 .....	42
4.2.6 Pengujian Variasi Buka-an <i>Valve</i> Masukan dengan $\Gamma$ 0,0001 .....	43
4.3 Pengujian Perubahan Parameter pada Kontroler PI dan PI MRAS	44
4.4 Pengujian Variasi Buka-an <i>Valve</i> Masukan pada Kontroler PI dan PI MRAS .....	44
4.5 Pengujian Perubahan Parameter pada Simulasi Kontroler PI .....	45
4.6 Pengujian Variasi Buka-an <i>Valve</i> Masukan pada Simulasi Kontroler PI.....	47
4.7 Pengujian Perubahan Parameter pada Simulasi Kontroler PI MRAS .....	48
4.8 Pengujian Variasi Buka-an <i>Valve</i> Masukan pada Simulasi Kontroler PI MRAS .....	50
BAB V PENUTUP .....	53
DAFTAR PUSTAKA.....	55
LAMPIRAN.....	57

## DAFTAR GAMBAR

	HALAMAN
<b>Gambar 2.1</b> Sistem Pengaturan Level Metode Analog .....	7
<b>Gambar 2.2</b> Diagram Blok Sistem Pengaturan Level Metode Analog.....	8
<b>Gambar 2.3</b> Tangki Silinder dan Vertikal.....	9
<b>Gambar 2.4</b> Pompa Tipe <i>Gear</i> Eksternal.....	10
<b>Gambar 2.5</b> Sensor Level <i>Non-contact</i> Radar.....	12
<b>Gambar 2.6</b> Diagram Blok Sistem dengan Kontroler PID .....	12
<b>Gambar 2.7</b> Diagram Blok Sistem Adaptif MRAS .....	15
<b>Gambar 3.1</b> Proses <i>Loading</i> dan <i>Unloading</i> CPO.....	19
<b>Gambar 3.2</b> Tangki Timbun.....	20
<b>Gambar 3.3</b> Diagram Blok Sistem Pengaturan Level pada Tangki Timbun.....	21
<b>Gambar 3.4</b> Respon Plant terhadap Masukan Unit Step.....	24
<b>Gambar 3.5</b> Diagram Blok Sistem Pengaturan Level dengan Kontroler PI.....	25
<b>Gambar 3.6</b> Respon Sistem dengan Kontroler PI.....	26
<b>Gambar 3.7</b> Diagram Blok Kontroler PI MRAS menggunakan Aturan MIT .....	28
<b>Gambar 3.8</b> Respon Sistem dengan Kontroler PI MRAS.....	29
<b>Gambar 3.9</b> Simulasi Sistem Pengaturan Level pada Tangki Timbun.....	30
<b>Gambar 4.1</b> <i>Set-up</i> Pengujian Sistem dengan Kontroler PI.....	33
<b>Gambar 4.2</b> Pengaruh Kontroler PI dengan Variasi <i>Set Point</i> pada Sistem .....	34
<b>Gambar 4.3</b> Pengaruh Kontroler PI dengan Variasi Nilai Kp pada Sistem .....	35
<b>Gambar 4.4</b> Pengaruh Kontroler PI dengan Variasi Nilai Ki pada Sistem .....	36
<b>Gambar 4.5</b> Pengaruh Kontroler PI dengan Perubahan Parameter pada Sistem .....	37
<b>Gambar 4.6</b> Pengaruh Kontroler PI dengan Variasi Buka-an Valve Masukan pada Sistem .....	37
<b>Gambar 4.7</b> <i>Set-up</i> Pengujian Sistem dengan Kontroler PI MRAS ...	38

<b>Gambar 4.8</b>	Pengaruh Kontroler PI MRAS dengan Variasi <i>Set Point</i> pada Sistem .....	39
<b>Gambar 4.9</b>	Pengaruh Kontroler PI MRAS dengan Variasi Gamma pada Sistem.....	40
<b>Gambar 4.10</b>	Pengaruh Kontroler PI MRAS dengan Perubahan Parameter dan Gamma 0,0005 pada Sistem.....	41
<b>Gambar 4.11</b>	Pengaruh Kontroler PI MRAS dengan Perubahan Parameter dan Gamma 0,0001 pada Sistem.....	42
<b>Gambar 4.12</b>	Pengaruh Kontroler PI MRAS dengan Variasi Bukaannya <i>Valve</i> Masukan dan Gamma 0,0005 pada Sistem.....	42
<b>Gambar 4.13</b>	Pengaruh Kontroler PI MRAS dengan Variasi Bukaannya <i>Valve</i> Masukan dan Gamma 0,0001 pada Sistem.....	43
<b>Gambar 4.14</b>	Simulasi Sistem pada Komputer <i>Plant</i> untuk Konfigurasi 4.1 dengan Perubahan Parameter .....	46
<b>Gambar 4.15</b>	Simulasi Sistem pada Komputer Kontroler untuk Konfigurasi 4.1 dengan Perubahan Parameter .....	46
<b>Gambar 4.16</b>	Simulasi Sistem pada Komputer <i>Plant</i> untuk Konfigurasi 4.1 dengan Variasi Bukaannya <i>Valve</i> Masukan .....	47
<b>Gambar 4.17</b>	Simulasi Sistem pada Komputer Kontroler untuk Konfigurasi 4.1 dengan Variasi Bukaannya <i>Valve</i> Masukan .....	48
<b>Gambar 4.18</b>	Simulasi Sistem pada Komputer <i>Plant</i> untuk Konfigurasi 4.2 dengan Perubahan Parameter .....	49
<b>Gambar 4.19</b>	Simulasi Sistem pada Komputer Kontroler untuk Konfigurasi 4.2 dengan Perubahan Parameter .....	49
<b>Gambar 4.20</b>	Simulasi Sistem pada Komputer <i>Plant</i> untuk Konfigurasi 4.2 dengan Variasi Bukaannya <i>Valve</i> Masukan .....	50
<b>Gambar 4.21</b>	Simulasi Sistem pada Komputer Kontroler untuk Konfigurasi 4.2 dengan Variasi Bukaannya <i>Valve</i> Masukan .....	51

## DAFTAR TABEL

### HALAMAN

<b>Tabel 2.1</b> Pengaruh Perubahan Nilai $K_p$ , $K_i$ dan $K_d$ .....	14
<b>Tabel 3.1</b> Parameter-parameter pada Sistem Tangki Timbun .....	21
<b>Tabel 4.1</b> Pengujian Kontroler PI terhadap Variasi <i>Set Point</i> .....	34
<b>Tabel 4.2</b> Pengujian Kontroler PI terhadap Variasi Nilai $K_p$ .....	35
<b>Tabel 4.3</b> Pengujian Kontroler PI terhadap Variasi Nilai $K_i$ .....	36
<b>Tabel 4.4</b> Pengujian Kontroler PI MRAS terhadap Variasi <i>Set Point</i> ..	39
<b>Tabel 4.5</b> Pengujian Kontroler PI MRAS terhadap Variasi $\Gamma$ ....	40
<b>Tabel 4.6</b> Pengujian Perubahan Parameter Kontroler PI dan PI MRAS .....	44
<b>Tabel 4.7</b> Pengujian Variasi Buka-an <i>Valve</i> Masukan Kontroler PI dan Kontroler PI MRAS .....	45

-----Halaman ini sengaja dikosongkan-----



# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Di dalam industri proses, suatu produk dihasilkan dengan melalui beberapa tahapan, contohnya minyak kelapa sawit mentah atau CPO. Setelah dipanen, kelapa sawit diolah hingga dihasilkan CPO sebelum didistribusikan ke industri pengolahan CPO. Produk ditimbun untuk mengatasi adanya permintaan sewaktu-waktu dari pelanggan. Pada saat proses penimbunan, terjadi pemanasan CPO di dalam tangki. Pemanasan CPO dilakukan untuk menjaga kualitasnya dan pembacaan *flowmeter* pada aliran keluaran dari tangki timbun dapat lebih akurat.

Pada saat proses pemanasan, temperatur dipertahankan agar tidak lebih atau kurang dari batas yang telah ditentukan. Dengan adanya proses untuk mempertahankan panas tersebut, diperlukan pengaturan level CPO yang masuk ke dalam tangki dengan cara mengendalikan pompa masukan. Biasanya, terdapat banyak gangguan terhadap *real plant*, sehingga kontroler PID (Proporsional, Integral, Derivatif) digunakan. Selain itu, lebih dari 90% sistem pengaturan di industri masih menggunakan kontroler tersebut karena mempunyai kejelasan fungsi dari masing-masing parameter[4]. Kejelasan fungsi dari PID diantaranya adalah dapat mempercepat respon, menghilangkan kesalahan keadaan tunak dan mengurangi *overshoot*.

Keberhasilan penggunaan kontroler PID di dunia industri dapat dilihat dalam *workshop IFAC (International Federation of Automatic Control)* sekitar tahun 2005, di mana lebih dari 90 makalah yang disajikan merupakan hasil penelitian dan pengembangan PID. Penelitian tersebut kebanyakan difokuskan pada metode integrasi yang diperlukan untuk menemukan teknologi penalaan PID terbaik [4].

Teknologi penalaan PID diperlukan karena umumnya sistem *real* memiliki variabel yang dapat berubah-ubah dikarenakan adanya gangguan dan gangguan lain yang tidak dapat diprediksi. Namun, penalaan parameter PID secara langsung pada sistem yang sedang beroperasi tidak mudah dilakukan. Oleh karena itu, metode adaptif dibutuhkan supaya mampu melakukan penalaan parameter kontroler PID secara otomatis.

Pada proses penimbunan CPO, terjadi pengisian ke dalam tangki timbun dengan level tertentu. Kontroler PI diperlukan untuk mengatur

level di dalam tangki sesuai dengan yang diinginkan agar respon lebih cepat dan kesalahan keadaan tunak dapat hilang. Kontroler D jarang ditambahkan karena penggunaan kontroler disesuaikan dengan orde *plant*.

Penggunaan kontroler PI saja tidak cukup untuk mengatasi perubahan kondisi *plant* karena gangguan pada *plant* dapat terjadi setiap saat tanpa dapat diprediksi. *Steam* diberikan oleh *boiler* dengan jumlah tetap, sehingga level CPO di dalam tangki harus dijaga otomatis sesuai dengan pengaturannya.

Dengan demikian, diperlukan sistem yang mampu beradaptasi agar parameter kontroler PI dapat disesuaikan dengan kondisi *plant*. Ada beberapa metode adaptif yang sudah sering digunakan di industri yaitu MRAS (*Model Reference Adaptive System*), *Self Tuning Regulator* dan *Gain Scheduling*. Dikarenakan referensi model dapat secara langsung diperoleh sesuai dengan model yang diinginkan, sistem adaptif MRAS dapat digunakan. Dengan adanya referensi model, perubahan parameter yang disebabkan oleh banyak faktor dapat lebih cepat diatasi karena penalaan otomatis dapat langsung dilakukan pada kontroler PI dengan membandingkan referensi model dan respon *plant*.

## 1.2 Perumusan Masalah

Pengolahan CPO melalui berbagai proses, mulai *loading* dari *buffer tank*, penimbunan, sampai *unloading* menuju pelanggan. Pada saat proses penimbunan, terjadi proses pemanasan CPO. Spesifikasi temperatur CPO yang sudah bisa dialirkan kepada pelanggan adalah 50<sup>0</sup>C. Temperatur ini harus dipertahankan karena dapat mempengaruhi kualitas CPO. Pemanasan dilakukan menggunakan *steam* yang diberikan dalam jumlah tetap oleh *boiler*. Oleh karena itu, level di dalam tangki harus diatur untuk menjaga temperatur CPO yang keluar dari tangki tetap sesuai dengan spesifikasinya. Jika level pada tangki berkurang, maka CPO yang dialirkan akan menjadi lebih panas, begitu pula sebaliknya. *Valve* keluaran yang mengalirkan CPO ke pelanggan, gangguan dari aliran masukan dan gangguan lain yang dapat menyebabkan temperatur CPO ini tidak stabil. Untuk menjaga level, dibutuhkan kontroler untuk mengendalikan pompa masukan yang mengalirkan CPO ke dalam tangki timbun.

### 1.3 Batasan Masalah

Pada penelitian ini, diterapkan kontroler PI dan MRAS untuk mengatasi perubahan parameter pada *plant*. Untuk menguji algoritma kontroler yang diusulkan, dibuat simulasi pengaturan dengan dua buah komputer. Komputer pertama difungsikan sebagai *virtual plant* dan komputer kedua sebagai kontroler. Kedua komputer terintegrasi dengan dua buah akuisisi data.

### 1.4 Tujuan Penelitian

Prinsip dari pengaturan level adalah menjaga agar level tetap pada kondisi yang diinginkan. Biasanya, *plant* tanpa kontroler mempunyai respon yang sangat lambat dan tidak terjamin keakuratan dari pengukurannya. Oleh karena itu, kontroler PI digunakan karena dapat memperbaiki performansi *plant*. Sistem adaptif MRAS ditambahkan pada penalaan kontroler PI secara otomatis untuk mengatasi adanya parameter yang berubah-ubah dan gangguan-gangguan dari luar. Selain itu, simulasi dibuat untuk menguji algoritma kontroler yang diusulkan.

### 1.5 Metodologi

Untuk merealisasikan ide yang berkaitan dengan judul penelitian ini, dilakukan beberapa tahap kegiatan mulai dari pemodelan sampai dengan pengujian metode yang diusulkan. Kegiatan utama dalam penelitian ini, secara umum dapat diuraikan sebagai berikut:

1. Pemodelan *plant* tangki timbun  
Pada tahap ini dilakukan pemodelan *plant* tangki timbun CPO berdasarkan hukum kekekalan massa dan dengan spesifikasi fisik dari komponen-komponen yang ada pada sistem pengaturan level tangki timbun CPO. Pemodelan meliputi pompa, pipa, tangki timbun dan sensor level radar.
2. Perancangan kontroler  
Tahapan untuk merancang kontroler dilakukan setelah mengetahui karakteristik dari *plant*.
3. Perancangan simulasi  
Berdasarkan kondisi yang ada, letak *plant* jauh dari *control room*. Selain itu, *plant* berada di luar kota, sehingga perlu dirancang simulasi sistem untuk mempermudah penelitian.
4. Pengujian dan analisa  
Untuk melihat performansi sistem setelah diterapkan metode PI MRAS, maka perlu dilakukan pengujian. Dengan melakukan

pengujian terhadap penerapan metode yang diusulkan, maka akan diperoleh data yang bisa menunjukkan seberapa baik performansi dari sistem tersebut. Atau dengan kata lain, dengan melakukan analisa terhadap data yang diperoleh, dapat diketahui perbaikan yang diberikan oleh karena penerapan metode PI MRAS.

5. **Penyusunan buku laporan**

Pada tahap ini dilakukan pembuatan laporan setelah data-data yang dibutuhkan diperoleh dan sudah dilakukan analisa terhadap data-data tersebut. Pembuatan laporan ini penting untuk mendokumentasikan hasil penelitian.

## **1.6 Sistematika Penulisan**

Penulisan laporan penelitian ini dibagi atas lima bab. Penjelasan singkat dari masing-masing bab dapat dilihat pada uraian berikut.

### **Bab I Pendahuluan**

Di sini dibahas mengenai latar belakang munculnya ide, perumusan dan batasan masalah yang diselesaikan, tujuan dari penelitian, metodologi untuk merealisasikan ide, sistematika penulisan laporan, dan relevansi dari penelitian.

### **Bab II Sistem Pengaturan Level dan Metode Adaptasi**

Penjelasan tentang tinjauan pustaka sistem pengaturan level pada tangki, komponen-komponen yang mendukung sistem pengaturan level dan kontroler yang digunakan yaitu PI dan sistem adaptif MRAS dibahas pada bab ini.

### **Bab III Sistem Pengaturan Level pada Tangki Timbun CPO**

Pembahasan difokuskan pada sistem tangki timbun CPO yaitu pemodelan dari sistem pengaturan level, perancangan kontroler PI MRAS dan simulasi sistem menggunakan komputer dan akuisisi data.

### **Bab IV Pengujian dan Analisa**

Data-data hasil pengujian dan analisa dari semua data pengujian dipaparkan dan dijelaskan. Pengujian dilakukan dengan melihat respon sistem dengan variasi keadaan *plant*.

### **Bab V Penutup**

Berisi penjelasan uraian kesimpulan yang diperoleh dari hasil penelitian yang telah dilakukan dan saran untuk penelitian selanjutnya.

### **1.7 Relevansi**

Penelitian ini diharapkan dapat bermanfaat sebagai gambaran untuk mahasiswa mengenai sistem pengaturan di dunia industri. Mahasiswa perlu mengetahui mengenai pentingnya penerapan metode kontrol yang dapat diaplikasikan. Pada penelitian ini, mahasiswa dapat mempelajari sistem pengaturan dengan metode adaptif PI MRAS pada pengaturan level.

-----Halaman ini sengaja dikosongkan-----

## BAB II

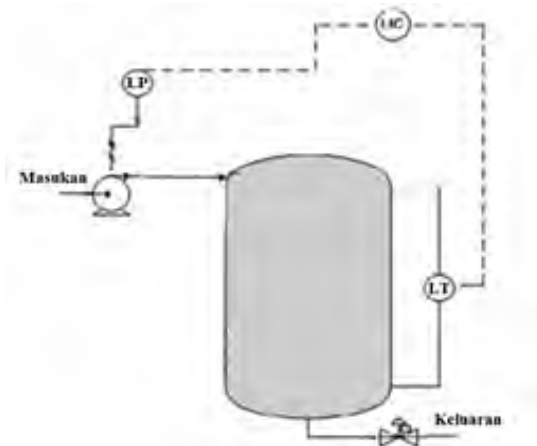
### SISTEM PENGATURAN LEVEL DAN METODE ADAPTASI

#### 2.1 Sistem Pengaturan Level

Sistem pengaturan level di industri membutuhkan beberapa komponen untuk mendukung pengaturan prosesnya. Secara umum, komponen tersebut meliputi tangki, sensor level, kontroler dan aktuator.

Pada umumnya, level cairan pada tangki dikontrol secara otomatis oleh suatu mekanisme pengaturan di mana tangki akan diisi apabila level berkurang dan dihentikan apabila sudah sesuai pada level yang diinginkan. Sistem pengaturan level otomatis yang dapat digunakan bisa berupa metode digital dan metode analog.

Pada metode digital, biasanya digunakan *level switch* yang dihubungkan dengan kontak *relay*. Prinsip kerja dari metode ini yaitu dipasang *switch* dengan jumlah tertentu, sebagai contoh pemakaian dua buah *switch*. Kontak *relay* dihubungkan juga dengan pompa. Pada saat level cairan di dalam tangki rendah, kontak *relay* akan menghidupkan pompa. Kemudian apabila level sudah tinggi, kontak *relay* akan mematikan pompa. Kontak *relay* beroperasi sesuai dengan pengaturan posisi dari dua buah *switch* tersebut.

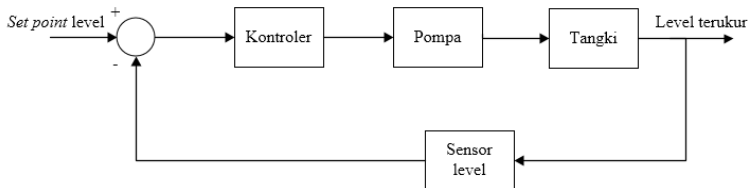


**Gambar 2.1** Sistem Pengaturan Level Metode Analog

Metode lainnya yaitu metode analog yang tidak hanya mempunyai dua nilai yaitu *on* dan *off*. Metode analog beroperasi secara kontinu di mana hanya digunakan satu buah sensor untuk mengetahui level cairan di dalam tangki.

Sistem pengaturan level dengan metode analog diilustrasikan pada Gambar 2.1. Terdapat tiga komponen utama yaitu LT (*Level Transmitter*), LIC (*Level Indicator Controller*) dan LP (*Level Pump*). LT sebagai sensor dan *transmitter*, LIC sebagai kontroler dan LP sebagai aktuator. Pompa akan beroperasi sesuai dengan pengaturan pada kontroler. Secara umum metode ini lebih efisien karena tidak perlu mengubah letak sensor apabila diinginkan mengubah posisi yang menentukan beroperasinya pompa, cukup dengan mengubah pengaturan pada kontrolernya.

Untuk lebih jelasnya mengenai cara kerja dari sistem pengaturan level dengan metode analog, dapat dilihat diagram bloknya pada Gambar 2.2.



**Gambar 2.2** Diagram Blok Sistem Pengaturan Level Metode Analog

*Set point* berupa level yang diinginkan terisi pada tangki. Sensor membaca level pada tangki, apakah sudah sesuai dengan *set point*. Jika nilai yang terbaca oleh sensor tidak sesuai dengan *set point*, kontroler mengatur pompa untuk mengurangi kesalahan yang ada. Pompa beroperasi dan mempengaruhi level cairan di dalam tangki. Level yang terukur dibaca kembali oleh sensor. Sistem ini bekerja kontinu sampai nilai *set point* sesuai dengan nilai level yang terukur pada tangki.

## 2.2 Tangki Silinder Vertikal

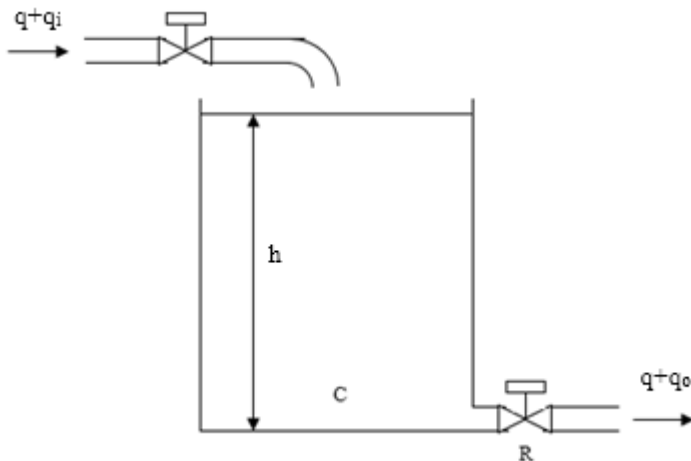
Tangki menjadi bagian penting dalam suatu proses industri karena mempunyai banyak fungsi, diantaranya dapat menyimpan produk, menjaga ketersediaan produk dan menjaga produk dari kontaminan yang dapat menurunkan kualitas dari produk tersebut. Pada umumnya, produk



yang terdapat di industri berupa zat cair dan gas, namun tidak menutup kemungkinan juga berupa zat padat. Tangki yang digunakan juga memiliki banyak macam dan bentuk sesuai dengan kebutuhannya.

Tangki penyimpanan tersedia dalam berbagai bentuk, diantaranya vertikal dan horizontal. Tangki dalam ukuran besar cenderung berbentuk silinder dan vertikal untuk lebih menahan tekanan hidrostatik yang disebabkan cairan yang terkandung di dalamnya. Kebanyakan tangki dirancang untuk mengatasi berbagai tingkat tekanan.

Pada subbab ini, dibahas tangki berbentuk silinder dan vertikal. Tangki tipe ini lebih mudah dihitung jumlah volume cairan yang terkandung di dalamnya jika dibanding dengan tangki silinder horizontal.



**Gambar 2.3** Tangki Silinder dan Vertikal

Prinsip kerja dari pengaturan level adalah menjaga agar debit yang masuk ke tangki ( $q_i$ ) dan debit yang keluar dari tangki ( $q_o$ ) besarnya sama (sesuai dengan hukum kekekalan massa). Parameter-parameter yang ada pada tangki timbun dapat dilihat pada Gambar 2.3. Hubungan antara  $q_i$  dan  $q_o$  tersebut terlihat seperti pada Persamaan 2.1.

$$q = q_i - q_o \quad (2.1)$$

$q$  merupakan debit saat kondisi level dalam keadaan tunak. Karena debit cairan tiap perubahan waktu sama dengan volume cairan tiap perubahan level, Persamaan 2.1 dapat ditulis kembali menjadi Persamaan 2.2.

$$C dh = (q_i - q_o) dt \quad (2.2)$$

Nilai  $C$  sama dengan nilai luas penampang tangki, sehingga jika luas penampang tangki konstan, maka  $C$  juga konstan.

Pada sistem terdapat pompa keluaran dengan nilai  $R$  yang merupakan perubahan level tiap perubahan debit keluaran. Hubungan antara  $q_o$  dengan  $h$  sesuai definisi dari  $R$  dapat dituliskan dalam Persamaan 2.3:

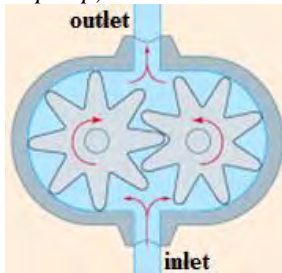
$$q_o = \frac{h}{R} \quad (2.3)$$

di mana  $h$  merupakan level cairan saat keadaan tunak, jadi nilai  $q_i = q_o$ . Dengan mensubstitusikan Persamaan 2.3 ke dalam Persamaan 2.2, diperoleh Persamaan 2.4.

$$C dh = (q_i - \frac{h}{R}) dt \quad (2.4)$$

### 2.3 Pompa Tipe Gear

Pompa merupakan aktuator yang biasa digunakan di industri untuk menggerakkan fluida dari tempat bertekanan rendah ke tempat bertekanan yang lebih tinggi. Secara umum, terdapat dua jenis pompa yaitu pompa perpindahan positif (*positive displacement pump*) dan pompa dinamik (*dynamic pump*).



**Gambar 2.4** Pompa Tipe Gear Eksternal

Pompa tipe *gear* (jenis *positive displacement pump*) menghisap sejumlah fluida, lalu ditekan dan dipindahkan ke arah *outlet*. Pompa ini biasanya digunakan untuk mengalirkan cairan. Terdapat dua jenis pompa tipe *gear*, yaitu pompa tipe *gear* eksternal dan pompa tipe *gear* internal. Pompa ini digolongkan sebagai *fixed displacement* karena jumlah fluida yang dialirkan setiap putarannya selalu tetap. Gambar 2.4 merupakan gambaran bagian dalam pompa tipe *gear* eksternal.

Pompa tipe *gear* eksternal bekerja dengan cara mengalirkan fluida melalui celah-celah antara gigi dengan dinding melalui *outlet*. Sifat pasangan roda gigi selalu memiliki titik kontak, sehingga dapat dimanfaatkan oleh mekanisme pompa tipe *gear* untuk mengalirkan fluida. Dengan kata lain, secara ideal fluida tidak akan masuk melalui titik kontak pasangan roda gigi tersebut.

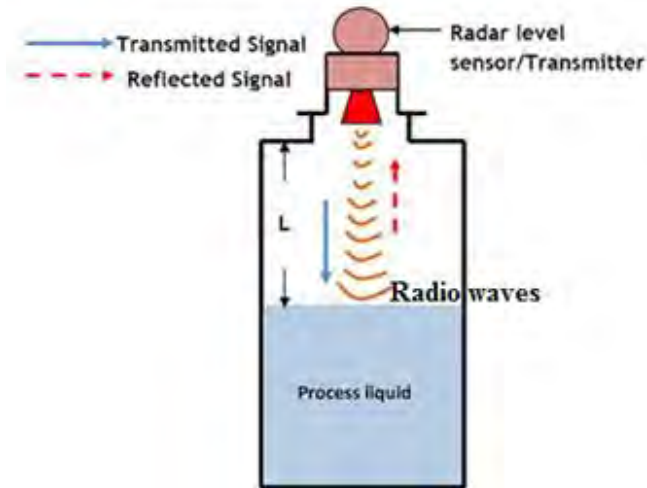
Jika jumlah gigi semakin sedikit, maka *volume* fluida yang dialirkan semakin besar karena rongga antara roda gigi dengan dinding semakin besar pula. Untuk meningkatkan *flowrate* dapat dilakukan dengan meningkatkan *rpm* dari roda gigi tersebut. Pompa jenis ini tidak memerlukan *valve* sehingga *loss* dapat berkurang.

## 2.4 Sensor Level Radar

Sensor level berfungsi mendeteksi ketinggian zat cair seperti air, minyak, dan lain-lain. Sistem pengukuran level terbagi menjadi dua jenis yaitu *point level* dan *continuous level*. *Point level* merupakan pengukuran secara digital dengan menggunakan metode pengsaklaran, sedangkan *continuous level* merupakan pengukuran dengan menggunakan metode analog (4-20 mA).

Sensor level menggunakan prinsip kerja gelombang mikro (*microwave*) atau gelombang suara (*ultrasonic*). Instrumen *non-contact radar* seperti pada Gambar 2.5 menggunakan sebuah antena untuk memancarkan gelombang mikro ke cairan yang ada di dalam tangki untuk diketahui levelnya. Pengukuran menggunakan radar mempunyai dua teknik yaitu *pulse radar* dan FCMW (*Frequency Modulated Continuous Wave*). Teknik *pulse radar* memancarkan *microwave* ke permukaan cairan. Transmitter mengukur waktu tempuh antara gelombang yang dipancarkan dan yang diterima sinyal *echo*, kemudian mikroprosesor *on-board* menghitung jarak ke permukaan cairan menggunakan rumus:

Jarak = [kecepatan cahaya\*waktu tempuh]/2

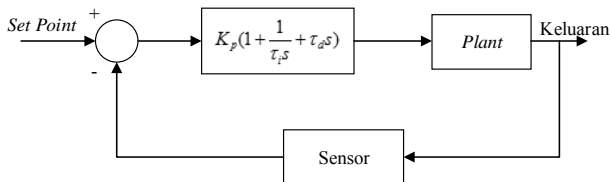


**Gambar 2.5** Sensor Level *Non-contact* Radar

## 2.5 Kontroler PID

Kontroler PID merupakan kontroler yang paling banyak digunakan pada dunia industri karena mempunyai kejelasan fungsi dari masing-masing parameter dan ketahanannya terhadap gangguan. Keunggulan lain kontroler PID terletak pada aplikasi yang luas dan hampir dapat digunakan untuk semua sistem pengaturan meskipun belum memberikan hasil yang optimal[5].

Kontroler PID biasanya digunakan untuk menentukan presisi suatu sistem instrumentasi dengan karakteristik adanya umpan balik pada sistem tersebut. Kontroler ini akan memberikan aksi kepada aktuator berdasarkan besar kesalahan yang diperoleh.



**Gambar 2.6** Diagram Blok Sistem dengan Kontroler PID

Kontroler PID menjadi standar pada sistem pengaturan proses yang muncul pada tahun 1940-an dengan bentuk umpan balik seperti pada Gambar 2.6. Sampai saat ini, lebih dari 95% dari sistem pengaturan *closed-loop* menggunakan kontroler PID, meskipun kebanyakan yang digunakan hanya tipe PI saja karena disesuaikan dengan model proses [2].

Komponen kontroler PID ini terdiri dari tiga jenis yaitu proporsional, integral dan derivatif. Ketiga komponen tersebut dapat dipakai bersamaan maupun sendiri, bergantung dari respon yang diinginkan terhadap suatu *plant*.

Pada kontroler bagian proporsional,  $G(s) = K_p$ . Gain proporsional ( $K_p$ ) berperan sebagai penguat tanpa memberikan efek dinamik pada kinerja kontroler. Penggunaan  $K_p$  memiliki berbagai keterbatasan karena sifat kontroler yang tidak dinamik. Walaupun demikian, dalam aplikasi-aplikasi dasar yang sederhana,  $K_p$  cukup mampu memperbaiki respon transien khususnya *rise time* dan *settling time*.  $K_p$  memiliki keluaran yang sebanding/proporsional dengan besarnya sinyal kesalahan (selisih antara besaran yang diinginkan dengan harga aktualnya).

Kontroler bagian lainnya adalah integral yang berfungsi menghasilkan respon sistem yang memiliki kesalahan keadaan nol. Jika sebuah kontroler tidak memiliki unsur integrator, kontroler bagian proporsional tidak mampu menjamin keluaran sistem dengan kesalahan keadaan nol. Jika kesalahan mendekati konstan (bukan nol), maka sinyal kontrol akan menjadi sangat besar sehingga diharapkan dapat memperbaiki kesalahan. Jika kesalahan mendekati nol, maka efek *gain* integral ( $K_i$ ) semakin kecil. Hal ini dapat dilihat dari rumus  $G(s) = \frac{K_i}{s}$ . Kontroler bagian integral dapat memperbaiki sekaligus menghilangkan kesalahan keadaan tunak. Namun, pemilihan nilai  $K_i$  yang tidak tepat dapat menyebabkan respon transien yang tinggi, sehingga dapat menyebabkan ketidakstabilan pada sistem. Pemilihan  $K_i$  yang sangat tinggi dapat menyebabkan keluaran berosilasi karena menambah orde sistem. Keluaran kontroler ini merupakan hasil penjumlahan yang terus menerus dari perubahan masukannya. Jika sinyal kesalahan tidak mengalami perubahan, maka keluaran akan menjaga keadaan seperti sebelum terjadinya perubahan masukan.

Keluaran kontroler bagian derivatif memiliki sifat seperti halnya suatu operasi derivatif. Perubahan yang mendadak pada masukan kontroler akan mengakibatkan perubahan yang sangat besar dan cepat.

Dari persamaan  $G(s) = K_d s$ , tampak bahwa sifat dari kontroler bagian derivatif dalam konteks “kecepatan” dari kesalahan. Dengan sifat tersebut, kontroler bagian ini dapat digunakan untuk memperbaiki respon transien dengan memprediksi kesalahan yang akan terjadi. Kontroler ini hanya dapat berubah jika terjadi perubahan kesalahan. Hal ini pula yang menyebabkan kontroler bagian derivatif tidak dapat dipakai secara tunggal.

Dengan mengubah nilai  $K_p$  (*gain* proporsional),  $K_i$  (*gain* integral), dan  $K_d$  (*gain* derivatif) pada sistem, mengakibatkan karakteristik respon sistem seperti *rise-time*, *overshoot*, *settling-time* dan kesalahan waktu tunak berubah seperti pada Tabel 2.1.

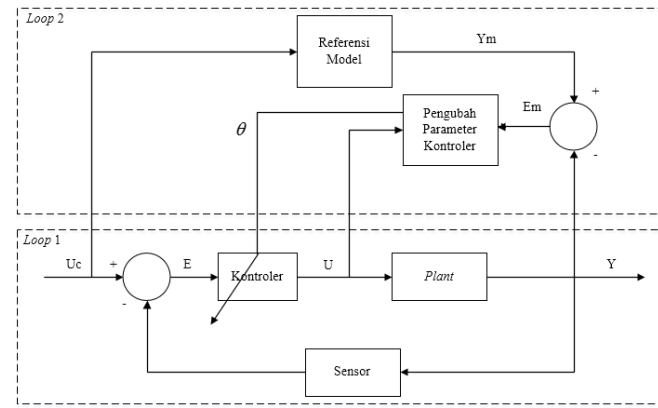
**Tabel 2.1** Pengaruh Perubahan Nilai  $K_p$ ,  $K_i$  dan  $K_d$

<b>Parameter Kontroler</b>	<b><i>Rise-Time</i></b>	<b><i>Overshoot</i></b>	<b><i>Settling-Time</i></b>	<b>Kesalahan Waktu Tunak</b>
<b><math>K_p</math></b>	lebih cepat	Bertambah	sedikit lebih cepat	Berkurang
<b><math>K_i</math></b>	lebih cepat	bertambah	lebih lama	hilang (untuk masukan konstan/step)
<b><math>K_d</math></b>	sedikit lebih cepat	Berkurang	lebih cepat	tidak berubah

## 2.6 Sistem Adaptif

Adaptif berasal dari kata “*to adapt*” yang dapat diartikan mengubah perilaku untuk menyesuaikan diri dengan keadaan baru. Perkembangan sistem adaptif dimulai pada tahun 1951 dengan tujuan pengembangan sistem pengaturan adaptif pada dunia penerbangan, meskipun masalah tersebut dapat selalu diselesaikan dengan menggunakan *gain scheduling* [11].

Dari berbagai solusi yang ditujukan untuk masalah sistem pengaturan penerbangan, yang paling berpengaruh pada *field* biasa disebut MRAS (*Model Reference Adaptive System*). Seperti terlihat pada Gambar 2.7, spesifikasi model *plant* yang diinginkan berupa referensi model, kemudian parameter kontroler disesuaikan langsung untuk mencapai spesifikasi-spesifikasi tersebut. MRAS terdiri atas dua *loop*, yaitu adanya umpanbalik dari keluaran *plant* menuju masukan kontroler dan umpanbalik dari hasil perbandingan antara keluaran *plant* dengan keluaran referensi model menuju pengubah parameter kontroler.



**Gambar 2.7** Diagram Blok Sistem Adaptif MRAS

Dari Gambar 2.7, dapat dilihat bahwa keluaran referensi model ( $Y_m$ ) dibandingkan dengan keluaran *plant* ( $Y$ ), sehingga diperoleh kesalahan model:

$$E_m = Y - Y_m \quad (2.5)$$

Performansi yang diinginkan diberikan oleh referensi model. Untuk mendapatkan parameter kontroler ( $\theta$ ), digunakan aturan MIT yang bertujuan untuk meminimalkan fungsi biaya ( $J$ ).

$$J(\theta) = \frac{1}{2} e^2(\theta) \quad (2.6)$$

Turunan parsial  $J$  terhadap kesalahan menghasilkan Persamaan 2.7.

$$\frac{d\theta}{dt} = \frac{\delta J}{\delta e} \quad (2.7)$$

Perubahan  $\theta$  terhadap waktu proporsional dengan gradien negatif  $J$ , sehingga menjadi:

$$\frac{d\theta}{dt} = -\gamma \frac{\delta J}{\delta \theta} = -\gamma \frac{\delta J}{\delta e} \times \frac{\delta e}{\delta \theta} = -\gamma e \frac{\delta e}{\delta \theta} \quad (2.8)$$

di mana  $\gamma$  adalah gain adaptasi dan  $\frac{\delta e}{\delta \theta}$  adalah perubahan kesalahan terhadap  $\theta$ . Dengan kontroler PI, sinyal kontrol yang dihasilkan:

$$U(s) = [K_p + \frac{K_i}{s}]E(s)$$

dan fungsi alih *plant* orde pertama yang digunakan:

$$\frac{Y(s)}{U_c(s)} = \frac{b}{s + a}$$

maka struktur referensi modelnya menjadi:

$$\frac{Y(s)}{U_c(s)} = \frac{b(K_p s + K_i)}{s^2 + s(a + bK_p) + bK_i} \quad (2.9)$$

Aturan MIT dapat diaplikasikan untuk memperoleh parameter kontroler. Karena vektor parameter kontroler  $U = [K_p, K_i]$ , aturan MIT dapat ditulis dengan memisahkan kedua parameter tersebut ke dalam dua bagian seperti ditunjukkan pada Persamaan 2.10 dan Persamaan 2.11:

$$\frac{dK_p}{dt} = -\gamma_p \left( \frac{\delta J}{\delta K_p} \right) = -\gamma_p \left( \frac{\delta J}{\delta e} \right) \left( \frac{\delta e}{\delta y} \right) \left( \frac{\delta y}{\delta K_p} \right) \quad (2.10)$$

$$\frac{dK_i}{dt} = -\gamma_i \left( \frac{\delta J}{\delta K_i} \right) = -\gamma_i \left( \frac{\delta J}{\delta e} \right) \left( \frac{\delta e}{\delta y} \right) \left( \frac{\delta y}{\delta K_i} \right) \quad (2.11)$$

di mana diketahui  $e = y - y_m$  dan  $J = \frac{1}{2}e^2$ , sehingga Persamaan 2.10 dan Persamaan 2.11 menjadi:

$$\frac{dK_p}{dt} = -\gamma_p \left( \frac{\delta J}{\delta K_p} \right) = -\gamma_p e \left( \frac{\delta y}{\delta K_p} \right)$$

$$\frac{dK_i}{dt} = -\gamma_i \left( \frac{\delta J}{\delta K_i} \right) = -\gamma_i e \left( \frac{\delta y}{\delta K_i} \right)$$



Untuk menentukan  $(\frac{\delta y}{\delta K_p})$  dan  $(\frac{\delta y}{\delta K_i})$ , Persamaan 2.9 dapat ditulis kembali menjadi:

$$Y(s^2 + s(a + bK_p) + bK_i) = b(K_p s + K_i)U_c \quad (2.12)$$

Apabila Persamaan 2.12 diturunkan terhadap  $K_p$  diperoleh:

$$\frac{\delta Y}{\delta K_p} = \frac{bs}{s^2 + s(a + bK_p) + bK_i} (U_c - Y) \quad (2.13)$$

Dengan cara yang sama, Persamaan 2.12 diturunkan terhadap  $K_i$  diperoleh:

$$\frac{\delta Y}{\delta K_i} = \frac{b}{s^2 + s(a + bK_p) + bK_i} (u_c - y) \quad (2.14)$$

Substitusi Persaman 2.13 ke dalam Persamaan 2.10 dan Persamaan 2.14 ke dalam Persamaan 2.11, diperoleh:

$$\frac{dK_p}{dt} = -\gamma_p e \frac{bs}{s^2 + s(a + bK_p) + bK_i} (u_c - y) \quad (2.15)$$

$$\frac{dK_i}{dt} = -\gamma_i e \frac{b}{s^2 + s(a + bK_p) + bK_i} (u_c - y) \quad (2.16)$$

Persamaan 2.15 dan Persamaan 2.16 dapat digunakan untuk pembuatan algoritma sistem dengan kontroler PI MRAS dengan mencari nilai  $K_p$  dan  $K_i$  tiap perubahan waktu.

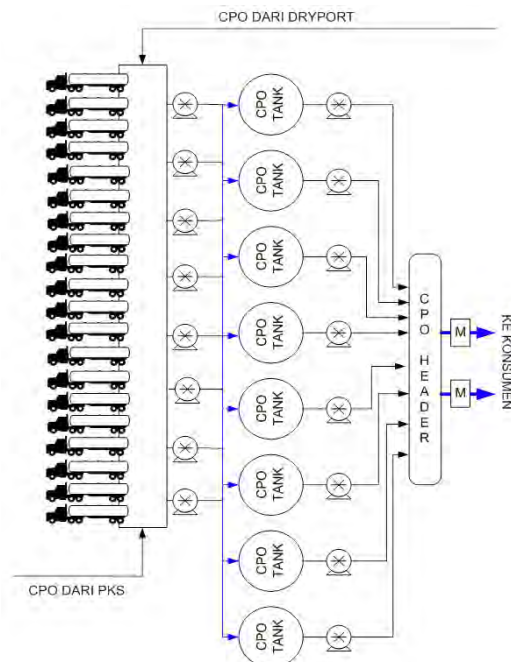
-----Halaman ini sengaja dikosongkan-----

## BAB III

### SISTEM PENGATURAN LEVEL PADA TANGKI TIMBUN CPO

#### 3.1 Sistem Tangki Timbun CPO

Tangki timbun dibangun untuk mengatasi adanya permintaan sewaktu-waktu dari industri pengolahan CPO. Sistem tangki timbun yang dibangun memiliki sistem *loading* dan *unloading*. Sistem *loading* merupakan proses di mana CPO diangkut menggunakan truk dan pipanisasi dari *dryport* dan PKS (Pabrik Kelapa Sawit) menuju *buffer tank*, kemudian dipompakan ke tangki timbun. Setelah CPO sampai pada proses penimbunan, terjadi proses *unloading* yang merupakan proses pengiriman CPO menuju pelanggan dengan pipanisasi.



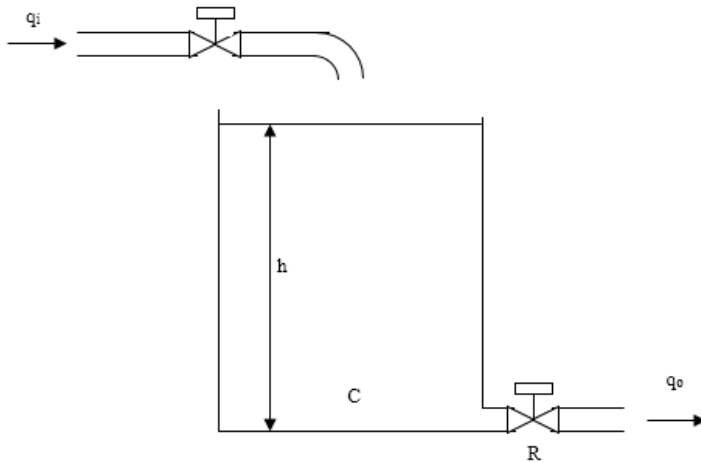
**Gambar 3.1** Proses *Loading* dan *Unloading* CPO

Pada Gambar 3.1, diilustrasikan proses *loading* dan *unloading* CPO. Untuk *loading* dari *dryport* dan PKS, sistem pengukuran CPO dilakukan dengan menggunakan *flowmeter*. Untuk *loading* dari truk, sistem pengukuran CPO dilakukan dengan menggunakan timbangan. Setelah dicatat berat totalnya, truk langsung menuju *buffer tank* untuk melakukan pengeluaran CPO. Setelah pengeluaran CPO selesai, truk kembali menuju timbangan untuk mengetahui berat kosongnya. Selisih antara berat total dengan berat kosong merupakan berat CPO yang dikeluarkan di *buffer tank*.

Tiap tangki timbun CPO dilengkapi dengan sistem pemantauan digital agar dapat diatur pemasukan dan pengeluaran secara otomatis. Selain itu tiap tangki dilengkapi dengan pipa pemanas untuk memenuhi syarat *unloading* sesuai dengan ketentuan yang berlaku.

### 3.2 Pemodelan Sistem Pengaturan Level

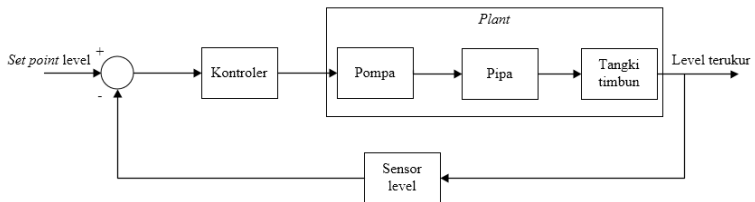
Pada proses penimbunan CPO terdapat sistem pengaturan untuk level dan temperatur. Temperatur dalam tangki dijaga dengan temperatur  $50 - 55^{\circ}\text{C}$  agar saat dilakukan *unloading*, pembacaan *flowmeter* dapat dilakukan dengan maksimal. Selain itu, tangki juga dilengkapi dengan sensor level untuk mengatur level di dalam tangki. Secara umum, sistem tangki timbun dan parameter-parameternya dapat diilustrasikan pada Gambar 3.2.



**Gambar 3.2** Tangki Timbun

Dalam penelitian ini, sistem pengaturan yang dibahas adalah sistem pengaturan level, di mana temperatur CPO dianggap tetap sehingga perlu menjaga level agar temperatur CPO tetap sesuai saat dilakukan *unloading*.

Sistem pengaturan level untuk tangki timbun CPO melibatkan beberapa komponen diantaranya pipa, tangki, sensor dan aktuator. Untuk menggerakkan pompa, dibutuhkan masukan berupa tegangan sebesar 0 - 10 V. Masukan tersebut yang membuat pompa membuka dari 0 - 100% dan mengalirkan CPO melalui pipa menuju tangki timbun. Pada tangki timbun terdapat sensor level radar yang dapat mendeteksi level CPO yang ada di dalam tangki.



**Gambar 3.3** Diagram Blok Sistem Pengaturan Level pada Tangki Timbun

Pada Gambar 3.3, *set point* berupa level yang diinginkan terisi pada tangki. Sensor membaca level pada tangki, apakah sudah sesuai dengan *set point*. Jika nilai yang terbaca oleh sensor kurang dari *set point*, kontroler mengatur bukaan pompa agar mengalirkan CPO sesuai *set point* dan waktu yang telah ditentukan.

Berdasarkan hasil identifikasi terhadap fisik dari sistem tangki timbun, diperoleh parameter-parameter sistem pada Tabel 3.1. Parameter-parameter tersebut digunakan untuk perhitungan pemodelan sistem.

**Tabel 3.1** Parameter-parameter pada Sistem Tangki Timbun

No.	Parameter	Nilai
1	$q_i = q_o$ (debit masukan dan keluaran)	50 m <sup>3</sup> /jam
2	$h$ (level tangki pada keadaan tunak)	14,66 m
3	$D$ (diameter tangki)	21,35 m
4	$C$ (luas penampang tangki)	357,82 m <sup>2</sup>
5	$R$ (perubahan level tiap perubahan debit keluaran)	0,29 jam/m <sup>2</sup>
6	$\eta$ (luas efektif penerima antenna sensor) = $C$	357,82 m <sup>2</sup>

No.	Parameter	Nilai
7	$\lambda$ (panjang gelombang yang ditransmisikan sensor) = $h$	14,66 m
8	$d$ (diameter antena sensor)	0,8 m

### 3.2.1 Pemodelan Gain Pompa

Pada sistem terdapat aktuator yaitu pompa, di mana masukannya berupa tegangan dan keluarannya berupa debit. Agar keluarannya berupa debit, maka dilakukan konversi dari tegangan ke debit. Pada model, konversi dari tegangan ke debit dimasukkan sebagai *gain* pompa.

$$K_{pompa} = \frac{50 \text{ m}^3/\text{jam}}{10 - 0 \text{ V}} = 5 \frac{\text{m}^3/\text{jam}}{\text{V}}$$

### 3.2.2 Pemodelan Waktu Tunda karena Adanya Pipa

Terdapat pipa juga pada sistem untuk mengalirkan CPO menuju tangki timbun. Karena CPO sebanyak 5.000 ton disuplai dalam waktu 5 *shift* yaitu 40 jam (1 *shift* = 8 jam), maka harus disediakan kapasitas *loading* 50 m<sup>3</sup>/jam. Ukuran pipa yang digunakan untuk suplai ke dalam tangki timbun adalah 6 inci dan jarak dari pabrik kelapa sawit ke tangki timbun CPO adalah 350 m. Pemodelan untuk pipa ini biasa disebut pemodelan waktu tunda yang dapat dimodelkan sebagai berikut:

$$G_{pipa}(s) = e^{-0,14s} \cong \frac{1}{0,14s + 1}$$

### 3.2.3 Pemodelan Tangki Timbun

Prinsip kerja dari pengaturan level adalah menjaga agar debit yang masuk ke tangki ( $q_i$ ) dan debit yang keluar dari tangki ( $q_o$ ) besarnya sama (sesuai dengan hukum kekekalan massa).

Parameter-parameter yang ada pada tangki timbun dapat dilihat pada Gambar 3.2, di mana  $h$  merupakan level cairan saat keadaan tunak, jadi nilai  $q_i = q_o$ . Sesuai prinsip pengukuran level pada Persamaan 2.4 yaitu nilai kapasitansi tiap perubahan level sama dengan aliran masukan dikurangi aliran keluaran tiap perubahan waktu, dengan mengalikan  $R$  pada kedua sisi, diperoleh Persamaan 3.1.

$$RC \, dh = (Rq_i - h) \, dt$$

$$RC \frac{dh}{dt} = (Rq_i - h)$$

$$RC \frac{dh}{dt} + h = Rq_i \quad (3.1)$$

$RC$  merupakan waktu konstan sistem, sehingga Persamaan 3.1 dilakukan Transformasi Laplace, sehingga menjadi Persamaan 3.2.

$$(RCs + 1)H(s) = RQ_i(s) \quad (3.2)$$

Jika  $q_i$  merupakan masukan dan  $h$  keluaran, fungsi alih sistem menjadi Persamaan 3.3.

$$\frac{H(s)}{Q_i(s)} = \frac{R}{RCs + 1} \quad (3.3)$$

Dengan memasukkan nilai  $R$  dan  $C$ , diperoleh fungsi alih sistem tangki timbun seperti Persamaan 3.4.

$$\frac{H(s)}{Q_i(s)} = \frac{0,29}{103,77s + 1} \quad (3.4)$$

### 3.2.4 Pemodelan Gain Sensor

Pada sistem terdapat sensor radar yang digunakan untuk mendeteksi level CPO pada tangki timbun. Parameter untuk menghitung gain antenna diperoleh dari Tabel 3.1.

$$K_{sensor} = \frac{10 - 0}{\eta \left( \frac{\pi \times d}{\lambda} \right)^2} = \frac{10}{357,82 \left( \frac{3,14 \times 0,8}{14,66} \right)^2} = \frac{10}{10,5} = 0,95 \text{ V / m}$$

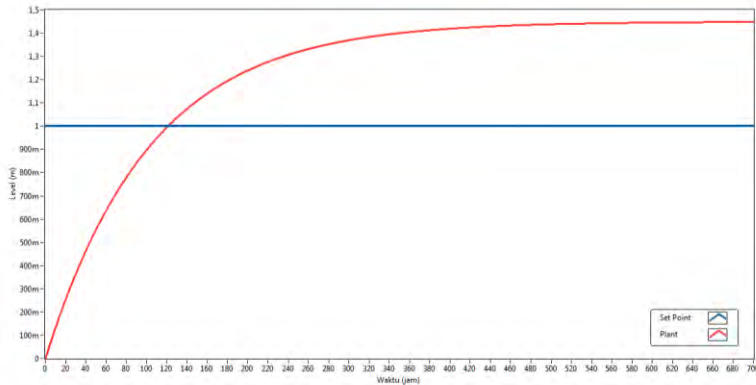
Dengan menggabungkan seluruh elemen dari *plant*, fungsi alih dapat dihitung melalui Persamaan 3.5.

$$G(s) = K_{pompa} \times G_{pipa}(s) \times \frac{H(s)}{Q_i(s)} \quad (3.5)$$

Dengan demikian, diperoleh fungsi alih dari *plant* seperti pada Persamaan 3.6.

$$G(s) = \frac{1,45}{14,53s^2 + 103,91s + 1} \quad (3.6)$$

Setelah mendapatkan fungsi alih *plant*, dapat dilihat respon *plant*-nya terhadap masukan *unit step* pada Gambar 3.4.



**Gambar 3.4** Respon *Plant* terhadap Masukan Unit Step

Tampak bahwa respon *plant* menyerupai respon sistem orde pertama. Sistem orde kedua dengan koefisien redaman  $\xi > 1$ , dapat didekati dengan model orde pertama dengan *gain over-all* (K) sama dengan sistem semula dan *time constant* ( $\tau^*$ ) adalah waktu yang dicapai respon pada 63,2% dari keadaan tunak. Oleh karena itu, fungsi alih yang dinyatakan dalam Persamaan 3.6 dapat direduksi menjadi:

$$G(s) = \frac{1,45}{104s + 1} \quad (3.7)$$

### 3.3 Perancangan Kontroler PI

Berdasarkan Gambar 3.4, diperoleh karakteristik *plant* yaitu  $E_{ss} = 45\%$  dan  $\tau^* = 104$  jam. Oleh karena itu, diperlukan merancang kontroler dengan tujuan untuk meminimalkan  $E_{ss}$  dan mempercepat  $\tau^*$ .

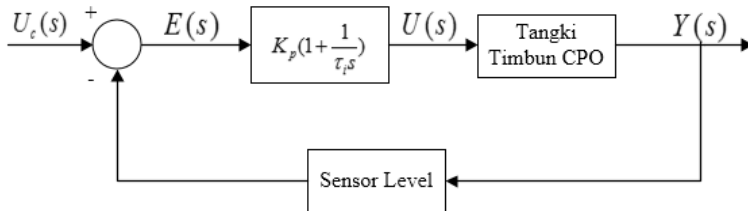


Seperti yang telah dibahas sebelumnya pada Bagian 2.5, kontroler PI dapat dirancang untuk memperbaiki respon, diantaranya mempercepat respon dan menghilangkan kesalahan keadaan tunak. Metode analitik digunakan untuk mendesain kontroler PI dengan menentukan spesifikasi respon yang diinginkan yaitu  $E_{ss} = 0\%$  dan respon 5x lebih cepat.

Dengan demikian, dirancang sistem dengan penambahan kontroler PI dan sensor level. Dengan adanya sensor level, fungsi alih *plant* berubah karena dikalikan dengan *gain* sensor sebesar 0,95, sehingga menjadi:

$$G(s) = \frac{1,3775}{104s + 1} \quad (3.8)$$

Diagram blok sistem pengaturan level CPO pada tangki timbun ditunjukkan pada Gambar 3.5.



**Gambar 3.5** Diagram Blok Sistem Pengaturan Level dengan Kontroler PI

Dari fungsi alih pada Persamaan 3.8, diperoleh parameter *plant* orde pertama dengan  $K = 1.3775$  dan  $\tau = 104 \text{ jam}$ . Apabila diinginkan sistem dengan parameter  $K^* = 1$  dan  $\tau^* = 21 \text{ jam}$ , maka perlu dirancang kontroler PI seperti yang dijelaskan pada uraian berikut:

Dari Gambar 3.5, dapat dilihat hubungan antara masukan  $U_c(s)$  dan keluaran  $Y(s)$  untuk mendapatkan parameter PI.

$$\frac{Y(s)}{U_c(s)} = \frac{K_P \frac{\tau_i s + 1}{\tau_i s} \times \frac{1,3775}{104s + 1}}{1 + (K_P \frac{\tau_i s + 1}{\tau_i s} \times \frac{1,3775}{104s + 1})}$$

Dengan membandingkan hubungan antara  $U_c(s)$  dan  $Y(s)$  dengan fungsi alih spesifikasi desain yaitu:

$$\frac{Y^*(s)}{U_c^*(s)} = \frac{1}{21s + 1}$$

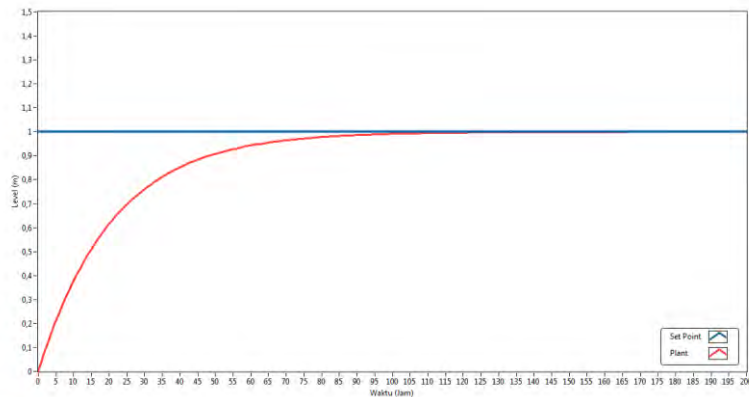
diperoleh  $\tau_i$  :

$$\tau_i = \tau = 104$$

Setelah memasukkan nilai  $\tau_i$ , diperoleh nilai  $K_p$ :

$$K_p = \frac{4,95}{1,3775} = 3,6$$

Dengan memasukkan nilai  $K_p$  dan  $K_i$  ke dalam sistem, diperoleh respon *plant* dengan kontroler PI pada Gambar 3.6.



**Gambar 3.6** Respon Sistem dengan Kontroler PI

Berdasarkan respon yang diperoleh pada Gambar 3.6 , respon sudah sesuai dengan spesifikasi desain yaitu menjadi 5x lebih cepat dan kesalahan keadaan tunak menjadi 0%.

### 3.4 Perancangan Penalaan Otomatis Kontroler PI dengan MRAS

Penalaan otomatis kontroler PI dirancang agar sistem dapat lebih cepat beradaptasi karena adanya parameter yang berubah dan gangguan pada *plant*. Langkah awal dari penambahan metode adaptif MRAS yaitu menentukan referensi model yang diinginkan.

Sinyal kontrol sistem pengaturan level dengan kontroler PI sesuai dengan diagram blok pada Gambar 3.5 dapat diperoleh:

$$U(s) = (K_p + \frac{K_i}{s})E(s)$$

Telah diketahui bahwa fungsi alih sistem pengaturan level ada pada Persamaan 3.8. Setelah memasukkan parameter kontroler PI pada sistem, strukturnya menjadi seperti pada Persamaan 3.9.

$$\frac{Y(s)}{U_c(s)} = \frac{1,3775K_p s + 1,3775K_i}{104s^2 + (1,3775K_p + 1)s + 1,3775K_i} \quad (3.9)$$

dengan memasukkan nilai  $K_p$  dan  $K_i$  pada persamaan 3.9, diperoleh:

$$\frac{Y_m(s)}{U_c(s)} = \frac{4,96s + 0,048}{104s^2 + 5,96s + 0,048} \quad (3.10)$$

Persamaan 3.10 digunakan sebagai referensi model dari perancangan kontroler PI MRAS.

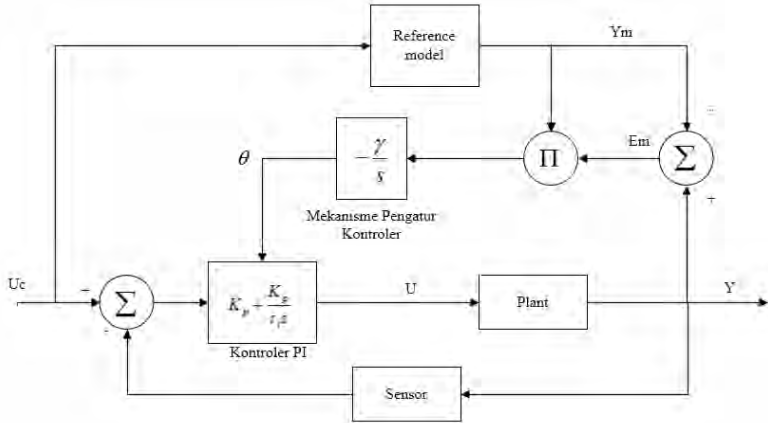
Untuk memperoleh parameter *adjustment* ( $\theta$ ), dapat dijelaskan melalui diagram blok kontroler dengan MRAS pada Gambar 3.7 menggunakan aturan MIT.

Berdasarkan Gambar 3.7, kesalahan model ( $E_m$ ) diperoleh dari selisih antara keluaran model ( $Y_m$ ) dengan keluaran *plant* ( $Y$ ) seperti pada Persamaan 3.11,

$$E_m = Y - Y_m \quad (3.11)$$

sedangkan  $\theta$  dapat diperoleh dari Persamaan 3.12.

$$\theta = -\frac{\gamma}{s} Y_m E_m \quad (3.12)$$



**Gambar 3.7** Diagram Blok Kontroler PI MRAS menggunakan Aturan MIT

Untuk memperoleh sinyal kontrol, dapat diperoleh dari Persamaan 3.13.

$$U = (U_c - Y)\theta(K_p + \frac{K_p}{\tau_i s}) \quad (3.13)$$

Dengan memasukkan Persamaan 3.12 ke dalam Persamaan 3.13, diperoleh:

$$U = -((U_c - Y)\frac{\gamma}{s} Y_m E_m K_p) - ((U_c - Y)\frac{\gamma}{s} Y_m E_m \frac{K_p}{\tau_i s}) \quad (3.14)$$

Dengan memasukkan Persamaan 3.11 ke dalam Persamaan 3.14, diperoleh:

$$U = \{((U_c - Y) \frac{\gamma}{s} Y_m K_p) - Y + Y_m\} + \{((U_c - Y) \frac{\gamma}{s} Y_m \frac{K_p}{\tau_i s}) - Y + Y_m\} \quad (3.15)$$

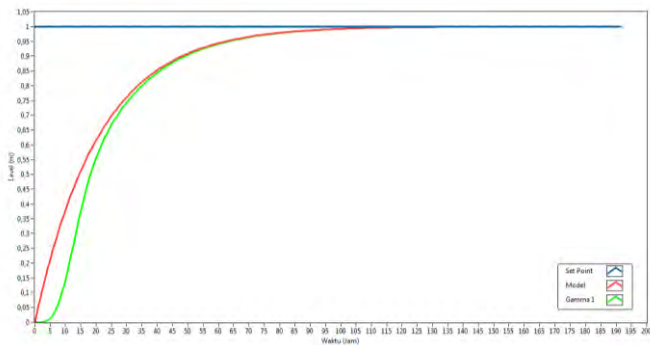
Dapat dikatakan bahwa  $-Y + Y_m = -E_m$ , sehingga Persamaan 3.15 menjadi:

$$U = -((U_c - Y) \frac{\gamma}{s} Y_m E_m K_p) - ((U_c - Y) \frac{\gamma}{s} Y_m E_m \frac{K_p}{\tau_i s})$$

Dengan mengeluarkan  $\gamma$  diperoleh:

$$U = (-\gamma(U_c - Y) \frac{1}{s} Y_m E_m)(K_p + \frac{1}{s} \frac{K_p}{\tau_i}) \quad (3.16)$$

Persamaan 3.16 digunakan untuk perancangan algoritma dari sinyal kontrol kontroler PI MRAS. Setelah mendapatkan fungsi alih referensi model pada Persamaan 3.10 dan sinyal kontrol pada Persamaan 3.16, dirancang algoritmanya sehingga diperoleh respon sistem dengan kontroler PI MRAS. Pada Gambar 3.8, ditunjukkan respon referensi model dan kontroler PI MRAS dengan  $\gamma = 1$  terhadap masukan *unit step*. Terlihat bahwa respon dapat mengikuti model yang diinginkan dengan  $\tau = 23,2$  jam.



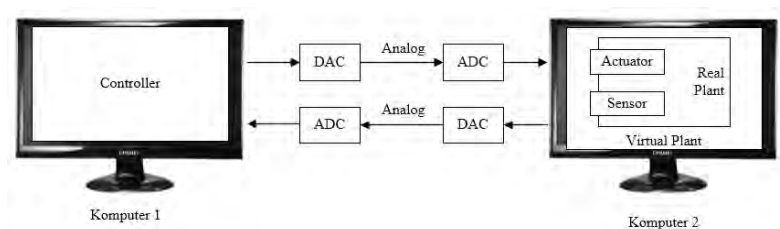
**Gambar 3.8** Respon Sistem dengan Kontroler PI MRAS

Setelah sistem kontroler PI dengan MRAS dirancang, selanjutnya dapat dilakukan pengujian kontroler dengan berbagai variasi keadaan untuk menguji performansi kontroler. Pengujian tersebut difokuskan untuk membuktikan bahwa kontroler PI dengan sistem adaptif MRAS dapat lebih cepat beradaptasi terhadap perubahan parameter dan gangguan yang berasal dari luar.

### 3.5 Perancangan Simulasi Sistem

Berdasarkan kondisi yang ada, *plant* berada di jauh di luar kota, sehingga perlu dirancang simulasi sistem untuk mempermudah penelitian ini. Selain itu, simulasi sistem yang dibangun juga dapat bermanfaat untuk pelatihan operator sebelum diterjunkan langsung untuk menangani masalah pada *plant* yang sebenarnya.

Gambar 3.9 menunjukkan konfigurasi simulasi sistem pengaturan pada tangki timbun CPO yang dibangun. *Plant* yang terdiri dari sensor, aktuator, dan *field instrument* lainnya direpresentasikan ke dalam suatu simulasi pada sebuah komputer. Simulasi *plant* tersebut biasa disebut *virtual plant*. *Virtual plant* diperoleh dari pemodelan *plant* yang parameter-parameter fisiknya didapat dari spesifikasi sistem tangki timbun CPO. *Plant* yang sudah berbentuk *virtual* dapat langsung dikendalikan oleh komputer lain yang difungsikan sebagai kontroler.



**Gambar 3.9** Simulasi Sistem Pengaturan Level pada Tangki Timbun

Pada sistem *real-plant*, sinyal yang keluar dari sensor ataupun sinyal yang diberikan kepada aktuator berupa sinyal analog. Dibutuhkan konversi data untuk merubah sinyal analog tersebut menjadi sinyal digital agar data-data pada *plant* dapat terbaca dan diteruskan oleh kontroler.

Namun, jika *real-plant* tersebut direpresentasikan ke dalam suatu simulasi di dalam komputer, sinyal yang keluar dari sensor ataupun sinyal yang diberikan kepada aktuator berupa sinyal digital. Oleh karena

itu, untuk mengendalikan *virtual plant* tersebut dapat dilakukan secara langsung dari komputer yang difungsikan sebagai kontroler.

Agar *virtual plant* bisa menyerupai kondisi *real plant*, ditambahkan *Digital to Analog Converter* (DAC) dan *Analog to Digital Converter* (ADC) dari *virtual* sensor ke kontroler dan dari kontroler ke *virtual* aktuator. Hal ini dilakukan agar proses pengiriman data dari *virtual plant* ke kontroler dan sebaliknya serupa seperti proses pengiriman data dari *real-plant* ke kontroler, yaitu sinyal yang keluar atau dari *virtual plant* berupa sinyal analog.

Untuk merepresentasikan simulasi sistem pengaturan ini dibutuhkan beberapa peralatan yaitu dua buah komputer, dua buah modul akuisisi data dan beberapa kabel penghubung.

-----Halaman ini sengaja dikosongkan-----



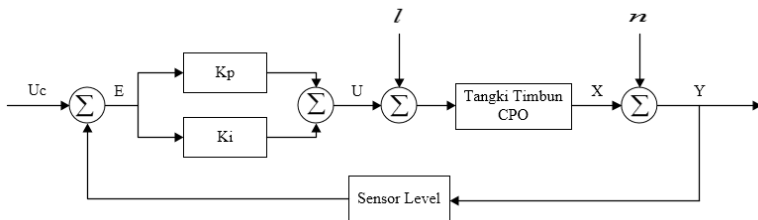
## BAB IV PENGUJIAN DAN ANALISA

Untuk mengetahui performansi sistem yang dirancang pada Bab III, maka perlu dilakukan beberapa pengujian, diantaranya adalah pengujian terhadap variasi keadaan pada sistem dengan kontroler PI dan pada sistem dengan kontroler PI dan MRAS.

Dari hasil pengujian-pengujian tersebut, dilakukan analisa yang digunakan untuk mengetahui kekurangan dan kelebihan dari metode yang diterapkan.

### 4.1 Pengujian Variasi Keadaan pada Kontroler PI

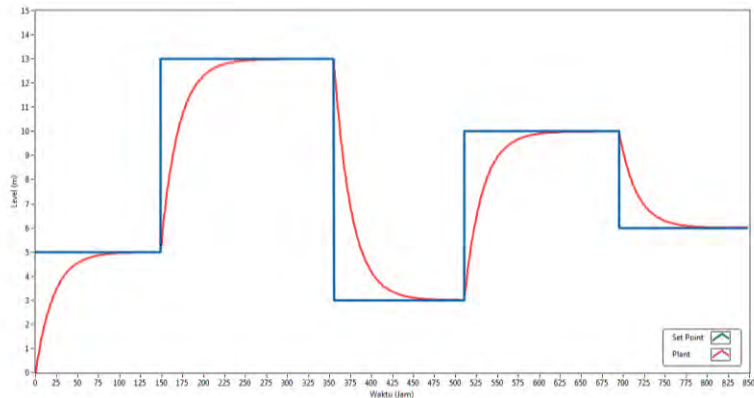
Berdasarkan hasil perancangan yang dihasilkan pada Bagian 3.3, dilakukan pengujian mengenai pengaruh variasi *set point* ( $U_c$ ), nilai parameter proporsional ( $K_p$ ) dan nilai parameter integral ( $K_i$ ), perubahan parameter ( $n$ ) dan gangguan pada bukaan *valve* masukan ( $I$ ). Untuk melakukan pengujian-pengujian tersebut, dibangun sistem seperti pada Gambar 4.1.



**Gambar 4.1** *Set-up* Pengujian Sistem dengan Kontroler PI

#### 4.1.1 Pengujian Variasi *Set Point*

Pengujian ini bertujuan untuk melihat ketahanan dari kontroler PI terhadap perubahan nilai *set point*. Pengujian dilakukan dengan cara memberikan nilai *set point* yang bervariasi pada saat sistem beroperasi, kemudian melihat respon sistem yang sudah terhadap variasi *set point* yang diberikan.



**Gambar 4.2** Pengaruh Kontroler PI dengan Variasi *Set Point* pada Sistem

Pada Gambar 4.2, *set point* awal yang diberikan bernilai 5 m, terlihat bahwa respon dapat menyesuaikan dengan *set point*. Saat *set point* diubah menjadi nilai 13 m, respon juga masih dapat menyesuaikan dengan *set point*. Selanjutnya, *set point* diubah menjadi nilai 3 m, 10 m dan 6 m, respon juga masih dapat menyesuaikan lagi dengan *set point*.

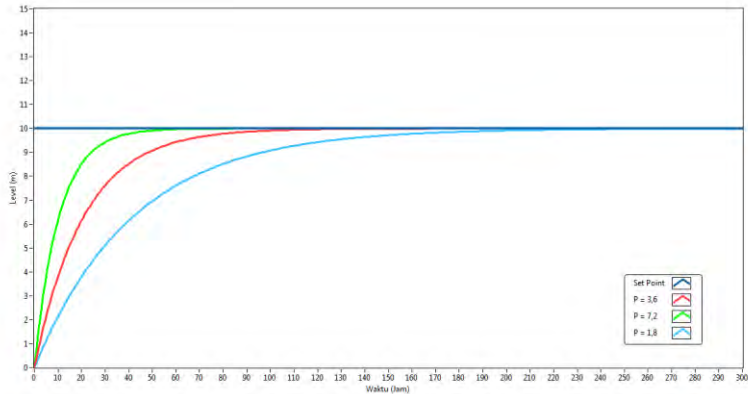
**Tabel 4.1** Pengujian Kontroler PI terhadap Variasi *Set Point*

No.	<i>Set Point</i> (m)	$\tau$ (Jam)	<i>Rise-time</i> (Jam)	<i>Settling-time</i> (Jam)
1	5	20,97	46,07	104,85
2	13	21	46,14	105
3	3	21	46,14	105
4	10	20,89	45,9	104,45
5	6	20,42	44,87	102,1

Pada Tabel 4.1, dapat dilihat bahwa respon sistem dengan kontroler PI dapat menyesuaikan dengan keadaan baru, dalam hal ini adalah variasi *set point*. Dalam pengujian ini, *set point* bukan merupakan gangguan dari *plant*, sehingga saat dilakukan perubahan nilainya tidak mengganggu kinerja dari kontroler.

#### 4.1.2 Pengujian Variasi Nilai Parameter Proporsional

Pengujian ini dilakukan untuk melihat pengaruh besar kecilnya nilai  $K_p$  dan membuktikan teori pada **Error! Reference source not found.** kolom pengaruh nilai  $K_p$ .



**Gambar 4.3** Pengaruh Kontroler PI dengan Variasi Nilai  $K_p$  pada Sistem

Pada Gambar 4.3, diuji pengaruh penambahan  $K_p$  tiap satu satuan nilai  $K_p$ . Nilai yang diujikan adalah 3,6, 7,2 dan 1.8.

**Tabel 4.2** Pengujian Kontroler PI terhadap Variasi Nilai  $K_p$

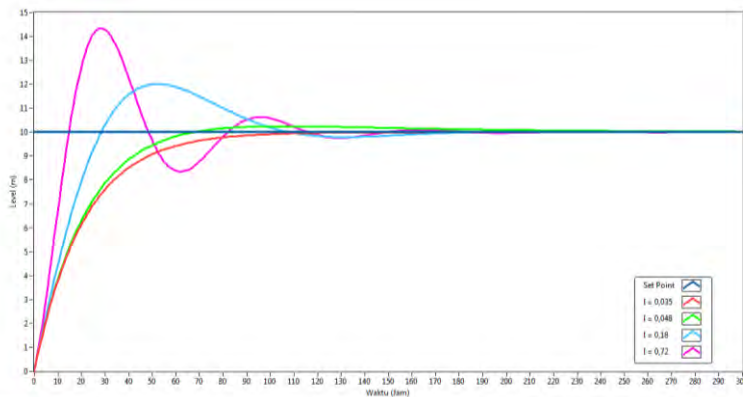
No.	Nilai $K_p$	$\tau$ (Jam)	Rise-time (Jam)	Settling-time (Jam)
1	3,6	21	46,14	105
2	7,2	10,5	23,07	52,5
3	1,8	42	92,28	210

Dengan melihat data pengujian pada Tabel 4.2, terbukti bahwa jika nilai  $K_p$  diberikan 2x nilai semula, maka respon menjadi 2x lebih cepat. Begitu pula jika nilai  $K_p$  diberikan  $\frac{1}{2}x$  nilai semula, maka respon menjadi 2x lebih lambat. Hal ini sesuai dengan prinsip dari kontroler bagian proporsional yaitu memiliki keluaran yang sebanding/proporsional dengan besarnya sinyal kesalahan (selisih antara besaran yang diinginkan dengan harga aktualnya).

#### 4.1.3 Pengujian Variasi Nilai Parameter Integral

Pengujian ini bertujuan untuk melihat pengaruh besar kecilnya nilai  $K_i$  untuk membuktikan teori pada **Error! Reference source not found.** kolom pengaruh nilai  $K_i$ .

Pada teori yang ada, semakin besar nilai  $K_i$  yang diberikan, maka respon akan semakin cepat, *overshoot* bertambah, waktu untuk mencapai keadaan tunak lebih lama dan kesalahan waktu tunak hilang. Pada Gambar 4.4, dilakukan pengujian dengan variasi nilai  $K_i$  yaitu 0,035, 0,048, 0,18 dan 0,72. Data respon masing-masing nilai  $K_i$  dapat dilihat pada Tabel 4.3.



**Gambar 4.4** Pengaruh Kontroler PI dengan Variasi Nilai  $K_i$  pada Sistem

**Tabel 4.3** Pengujian Kontroler PI terhadap Variasi Nilai  $K_i$

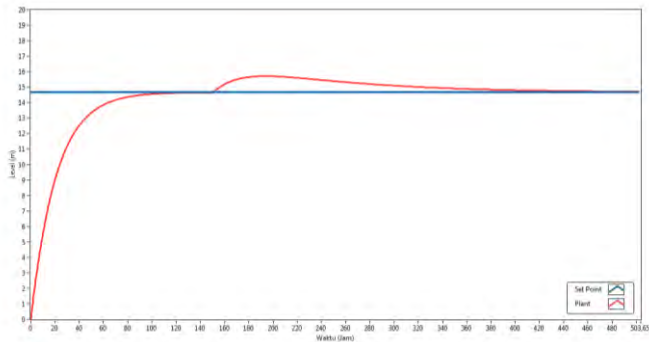
No.	Nilai $K_i$	<i>Overshoot</i> (%)	<i>Rise-time</i> (Jam)	<i>Settling-time</i> (Jam)
1	0,035	0	46,14	105
2	0,048	2,5	44,16	163
3	0,18	20,3	32,74	171
4	0,72	43,3	20,65	175

Dengan melihat data pengujian pada Tabel 4.3, semakin besar nilai  $K_i$  yang diberikan, respon sistem akan semakin cepat, *overshoot* bertambah, waktu untuk mencapai keadaan tunak lebih lama dan kesalahan waktu tunak hilang. Hal ini sesuai dengan prinsip dari kontroler bagian integral yaitu jika kesalahan mendekati nol, maka efek  $K_i$  semakin kecil.

#### 4.1.4 Pengujian Perubahan Parameter

Pengujian kontroler PI dilakukan dengan mengubah parameter, yaitu nilai bukaan *valve* keluaran, lalu melihat respon sistem terhadap perubahan parameter yang diberikan.

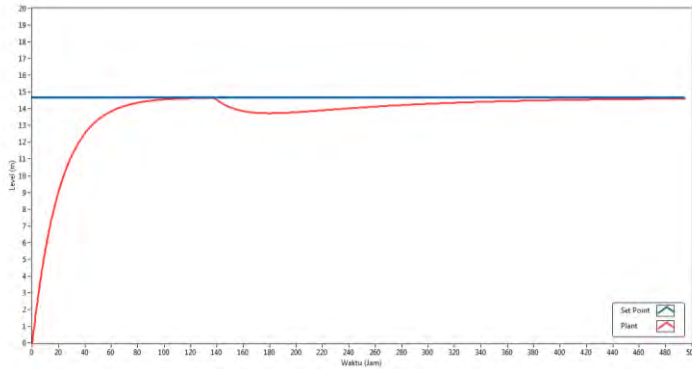
Berdasarkan Gambar 4.5, level yang diinginkan terisi pada tangki adalah 14,66 m. Bukaan *valve* keluaran awal adalah 100%. Dengan bukaan *valve* keluaran maksimal tersebut, respon dapat mencapai keadaan tunak dalam waktu 120 jam. Setelah bukaan *valve* keluaran dikurangi menjadi 50%, respon menjadi naik dan mencapai keadaan tunak kembali dalam waktu 315 jam.



**Gambar 4.5** Pengaruh Kontroler PI dengan Perubahan Parameter pada Sistem

#### 4.1.5 Pengujian Variasi Gangguan pada Bukaan Valve Masukan

Pengujian kontroler PI dilakukan dengan memberikan gangguan pada bukaan *valve* masukan. Gangguan ini dapat berupa pompa yang tidak beroperasi dengan baik dan lain-lain. Setelah diberikan gangguan, lalu dilihat respon sistem terhadap variasi gangguan pada bukaan *valve* masukan yang terjadi.

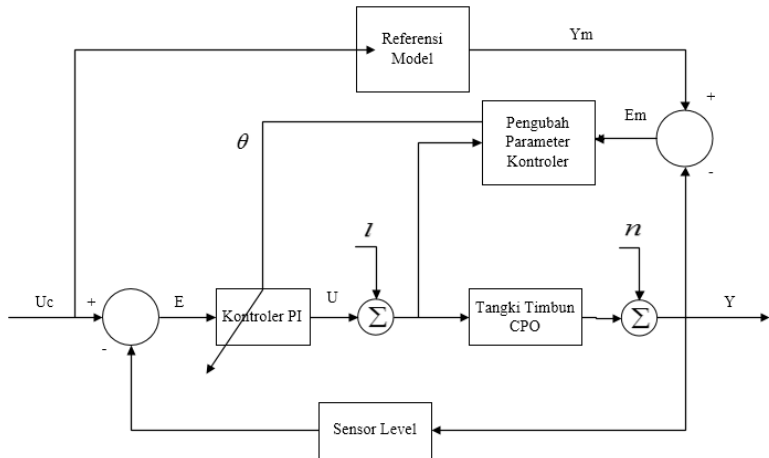


**Gambar 4.6** Pengaruh Kontroler PI dengan Variasi Buka-an Valve Masukan pada Sistem

Berdasarkan Gambar 4.6, level yang diinginkan terisi pada tangki adalah 14,66 m. Buka-an *valve* masukan awal adalah 100%. Dengan buka-an *valve* masukan maksimal tersebut, respon dapat mencapai keadaan tunak dalam waktu 120 jam. Setelah aliran masukan diganggu dengan cara mengurangi menjadi 50%, respon menjadi turun dan mencapai keadaan tunak kembali dalam waktu 325 jam.

#### 4.2 Pengujian Variasi Keadaan pada Kontroler PI dan MRAS

Berdasarkan hasil perancangan yang dihasilkan pada Bagian 3.4, dilakukan pengujian mengenai pengaruh variasi *set point* ( $U_c$ ), nilai gamma, perubahan parameter ( $n$ ) dengan variasi gamma dan gangguan pada buka-an *valve* masukan ( $I$ ) dengan variasi gamma. Untuk melakukan pengujian-pengujian tersebut, dibangun sistem seperti pada Gambar 4.7.

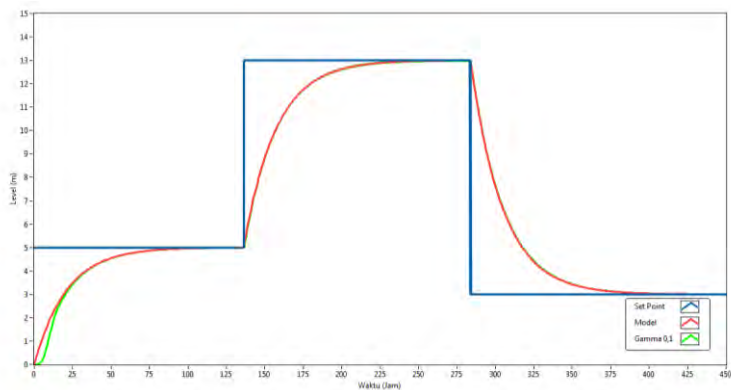


**Gambar 4.7** Set-up Pengujian Sistem dengan Kontroler PI MRAS

#### 4.2.1 Pengujian Variasi Set Point

Pengujian sistem dengan kontroler PI dan MRAS dilakukan dengan memberikan nilai *set point* yang bervariasi pada saat sistem beroperasi, kemudian melihat respon sistem terhadap variasi *set point* yang diberikan. Pengujian ini dilakukan untuk melihat ketahanan dari kontroler PI MRAS terhadap perubahan nilai *set point*.

Pada Gambar 4.8, *set point* awal yang diberikan bernilai 5 m, terlihat bahwa respon dapat menyesuaikan dengan *set point*, walaupun ada waktu tunda karena adanya proses penyesuaian dengan referensi model. Saat *set point* diubah menjadi nilai 13 m, respon juga masih dapat menyesuaikan dengan *set point*. Selanjutnya, *set point* diubah menjadi nilai 3 m, respon juga masih dapat menyesuaikan dengan *set point*.



**Gambar 4.8** Pengaruh Kontroler PI MRAS dengan Variasi *Set Point* pada Sistem

**Tabel 4.4** Pengujian Kontroler PI MRAS terhadap Variasi *Set Point*

No.	<i>Set Point</i> (m)	$\tau$ (Jam)	<i>Rise-time</i> (Jam)	<i>Settling-time</i> (Jam)
1	5	21,85	48	109,25
2	13	21	46,14	105
3	3	21,2	46,58	106

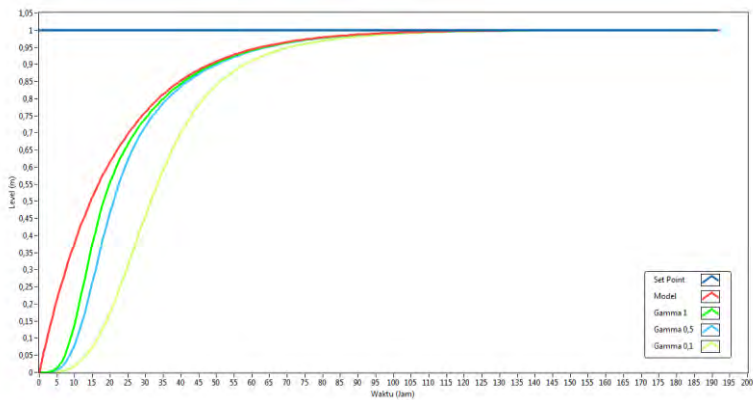
Pada Tabel 4.4, terbukti bahwa respon sistem dengan kontroler PI dan MRAS dapat menyesuaikan dengan keadaan baru, dalam hal ini adalah variasi *set point*. Dalam pengujian ini, *set point* bukan merupakan gangguan dari *plant*, sehingga saat dilakukan perubahan nilainya tidak mengganggu kinerja dari kontroler.

#### 4.2.2 Pengujian Variasi Konstanta Adaptasi (Gamma)

Pengujian kontroler PI dan MRAS selanjutnya dilakukan dengan memberikan nilai gamma yang bervariasi, lalu melihat respon sistem terhadap *set point* dan adanya model referensi.

Setelah mendapatkan fungsi alih model referensi pada Persamaan 3.10 dan sinyal kontrol pada Persamaan 3.16, dibuat algoritmanya sehingga diperoleh respon sistem dengan kontroler PI dan MRAS. Pada Gambar 4.9, ditunjukkan respon referensi model dan kontroler PI dan MRAS variasi gamma terhadap masukan *unit step*. Gamma yang dimasukkan yaitu 1, 0,5 dan 0,1. Respon masing-masing gamma dapat dilihat pada Tabel 4.5.





**Gambar 4.9** Pengaruh Kontroler PI MRAS dengan Variasi Gamma pada Sistem

**Tabel 4.5** Pengujian Kontroler PI MRAS terhadap Variasi Gamma

No.	$\gamma$	$\tau$ (Jam)	Rise-time (Jam)	Settling-time (Jam)
1	1	23,2	50,97	116
2	0,5	25,5	56,03	127,5
3	0,1	36,7	80,64	183,5

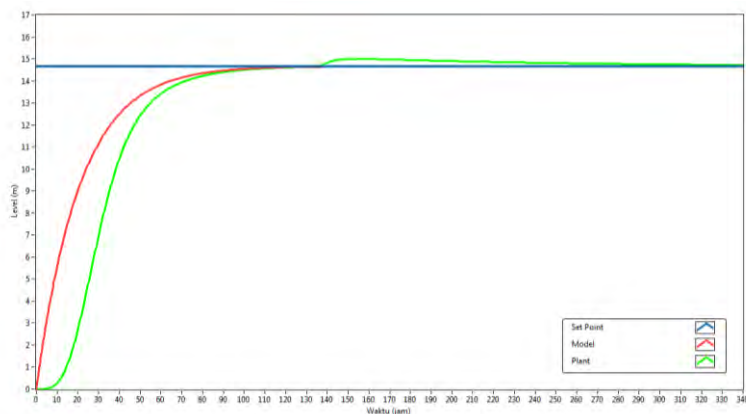
Berdasarkan data yang ada pada Tabel 4.5, terlihat bahwa semakin besar nilai gamma, maka respon akan semakin cepat dan mendekati referensi model.

#### 4.2.3 Pengujian Perubahan Parameter dengan Gamma 0,0005

Pada pengujian kontroler PI dan MRAS ini, dilakukan dengan mengubah parameter yaitu nilai bukaan *valve* keluaran, kemudian melihat respon sistem terhadap perubahan parameter yang diberikan. Gamma yang digunakan adalah 0,0005.

Gamma yang digunakan adalah 0,0005. Dipilih gamma kecil hanya untuk melihat kejelasan respon saat adanya perubahan parameter dari perubahan bukaan *valve* keluaran. Berdasarkan Gambar 4.10, level yang diinginkan terisi pada tangki adalah 14,66 m. Bukaan *valve* keluaran awal adalah 100%. Dengan bukaan *valve* keluaran maksimal tersebut, respon dapat mencapai keadaan tunak dalam waktu 120 jam. Setelah

bukaan *valve* keluaran dikurangi menjadi 50%, respon menjadi naik dan mencapai keadaan tunak kembali dalam waktu 177 jam.

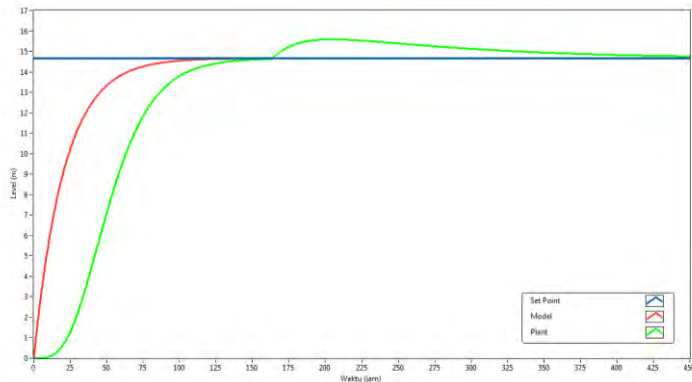


**Gambar 4.10** Pengaruh Kontroler PI MRAS dengan Perubahan Parameter dan Gamma 0,0005 pada Sistem

#### 4.2.4 Pengujian Perubahan Parameter dengan Gamma 0,0001

Pada pengujian kontroler PI dan MRAS ini, dilakukan dengan mengubah parameter yaitu nilai bukaan *valve* keluaran, kemudian melihat respon sistem terhadap perubahan parameter yang diberikan. Gamma yang digunakan adalah 0,0001.

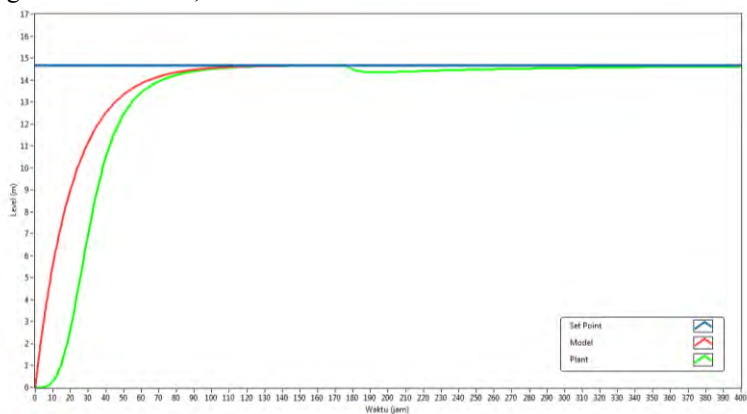
Gamma yang digunakan adalah 0,0001. Berdasarkan Gambar 4.11, level yang diinginkan terisi pada tangki adalah 14,66 m. Bukaan *valve* keluaran awal adalah 100%. Dengan bukaan *valve* keluaran maksimal tersebut, respon dapat mencapai keadaan tunak dalam waktu 160 jam. Setelah aliran keluaran dikurangi menjadi 50%, respon menjadi naik dan mencapai keadaan tunak kembali dalam waktu 275 jam.



**Gambar 4.11** Pengaruh Kontroler PI MRAS dengan Perubahan Parameter dan Gamma 0,0001 pada Sistem

#### 4.2.5 Pengujian Variasi Buka-an Valve Masukan dengan Gamma 0,0005

Pengujian kontroler PI dan MRAS dilakukan dengan memberikan gangguan pada buka-an *valve* masukan. Gangguan ini dapat berupa pompa yang tidak beroperasi dengan baik dan lain-lain. Setelah diberikan gangguan, kemudian dilihat respon sistem terhadap variasi gangguan pada buka-an *valve* masukan yang terjadi. Gamma yang digunakan adalah 0,0005.

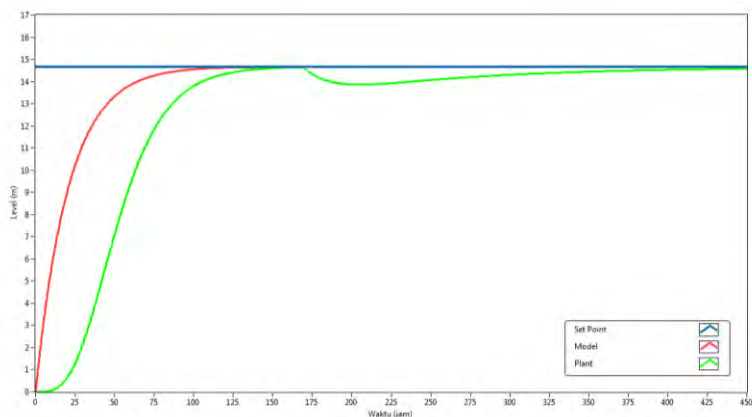


**Gambar 4.12** Pengaruh Kontroler PI MRAS dengan Variasi Buka-an Valve Masukan dan Gamma 0,0005 pada Sistem

Berdasarkan Gambar 4.12, level yang diinginkan terisi pada tangki adalah 14,66 m. Bukaan *valve* masukan awal adalah 100%. Dengan bukaan *valve* masukan maksimal tersebut, respon dapat mencapai keadaan tunak dalam waktu 120 jam. Setelah bukaan *valve* masukan diganggu dengan cara mengurangi menjadi 25 m<sup>3</sup>/jam, respon menjadi turun dan mencapai keadaan tunak kembali dalam waktu 170 jam.

#### 4.2.6 Pengujian Variasi Bukaan Valve Masukan dengan Gamma 0,0001

Pengujian kontroler PI dan MRAS dilakukan dengan memberikan gangguan pada bukaan *valve* masukan. Gangguan ini dapat berupa pompa yang tidak beroperasi dengan baik dan lain-lain. Setelah diberikan gangguan, kemudian dilihat respon terhadap variasi gangguan pada bukaan *valve* masukan yang terjadi. Gamma yang digunakan adalah 0,0001.



**Gambar 4.13** Pengaruh Kontroler PI MRAS dengan Variasi Bukaan Valve Masukan dan Gamma 0,0001 pada Sistem

Berdasarkan Gambar 4.13, level yang diinginkan terisi pada tangki adalah 14,66 m. Bukaan *valve* masukan awal adalah 100%. Dengan bukaan *valve* masukan maksimal tersebut, respon dapat mencapai keadaan tunak dalam waktu 160 jam. Setelah bukaan *valve* masukan diganggu dengan cara mengurangi menjadi 50%, respon menjadi turun dan mencapai keadaan tunak kembali dalam waktu 255 jam.

### 4.3 Pengujian Perubahan Parameter pada Kontroler PI dan PI MRAS

Setelah melakukan pengujian pada kontroler PI dengan kontroler PI dan MRAS, selanjutnya dibandingkan performansi kedua kontroler tersebut dari pengujian yang sudah dilakukan. Data perbandingan performansi kedua kontroler terhadap perubahan parameter dapat dilihat pada Tabel 4.6.

**Tabel 4.6** Pengujian Perubahan Parameter Kontroler PI dan PI MRAS

No.	Bukaan Valve Keluaran (%)	Kontroler PI	Kontroler PI dan MRAS	
			$\gamma = 0,0005$	$\gamma = 0,0001$
1	100	120 jam	120 jam	160 jam
2	50	315 jam	177 jam	275 jam

Tabel 4.6 menunjukkan perbandingan respon sistem dengan kontroler PI dan respon sistem dengan kontroler PI dan MRAS saat mencapai keadaan tunak. Dalam pengujian ini, didapat dua teori yang dapat dibuktikan dengan data hasil pengujian, yaitu:

1. Sistem dengan kontroler PI dan MRAS terbukti lebih cepat beradaptasi dengan kondisi baru, dalam hal ini adalah kondisi adanya perubahan parameter dari perubahan bukaan *valve* keluaran, yaitu dari 100% menjadi 50%. Sistem dengan kontroler PI mencapai keadaan tunak kembali dalam waktu 315 jam, sedangkan sistem dengan kontroler PI dan MRAS hanya butuh waktu 177 jam dan 275 jam.
2. Dengan variasi gamma yang dilakukan dalam percobaan, terbukti bahwa semakin besar nilai gamma, maka semakin cepat pula respon dapat menyesuaikan dengan keadaan baru. Hal ini dapat dibuktikan dengan gamma 0,0005, respon dapat menyesuaikan kembali dengan keadaan semula dalam waktu 177 jam, sedangkan dengan gamma 0,0001, respon dapat menyesuaikan kembali dengan keadaan semula dalam waktu 275 jam.

### 4.4 Pengujian Variasi Bukaan Valve Masukan pada Kontroler PI dan PI MRAS

Setelah melakukan pengujian pada kontroler PI dengan kontroler PI dan MRAS, selanjutnya dibandingkan performansi kedua kontroler tersebut dari pengujian yang sudah dilakukan. Data perbandingan

performansi kedua kontroler terhadap variasi gangguan pada bukaan *valve* masukan dapat dilihat pada Tabel 4.7.

Tabel 4.7 menunjukkan perbandingan respon sistem dengan kontroler PI dan respon sistem dengan kontroler PI dan MRAS saat mencapai keadaan tunak.

**Tabel 4.7** Pengujian Variasi Bukaan *Valve* Masukan Kontroler PI dan Kontroler PI MRAS

No.	Bukaan <i>Valve</i> Masukan (%)	Kontroler PI	Kontroler PI dan MRAS	
			$\gamma = 0,0005$	$\gamma = 0,0001$
1	100	120 jam	120 jam	160 jam
2	50	325 jam	170 jam	255 jam

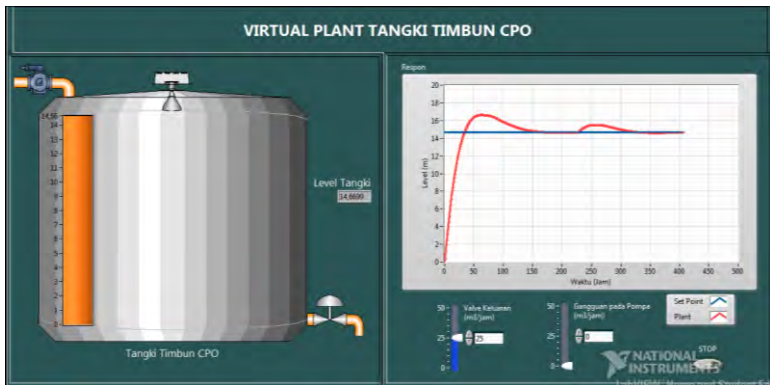
Dalam pengujian ini, didapat dua teori yang dapat dibuktikan dengan data hasil pengujian, yaitu:

1. Sistem dengan kontroler PI dan MRAS terbukti lebih cepat beradaptasi dengan kondisi baru, dalam hal ini adalah kondisi adanya gangguan dari bukaan *valve* masukan, yaitu dari 100% menjadi 50%. Sistem dengan kontroler PI mencapai keadaan tunak kembali dalam waktu 325 jam, sedangkan sistem dengan kontroler PI dan MRAS hanya butuh waktu 170 jam dan 255 jam.
2. Dengan variasi gamma yang dilakukan dalam percobaan, terbukti bahwa semakin besar nilai gamma, maka semakin cepat pula respon dapat menyesuaikan dengan keadaan baru. Hal ini dapat dibuktikan dengan gamma 0,0005, respon dapat menyesuaikan kembali dengan keadaan semula dalam waktu 170 jam, sedangkan dengan gamma 0,0001, respon dapat menyesuaikan kembali dengan keadaan semula dalam waktu 255 jam.

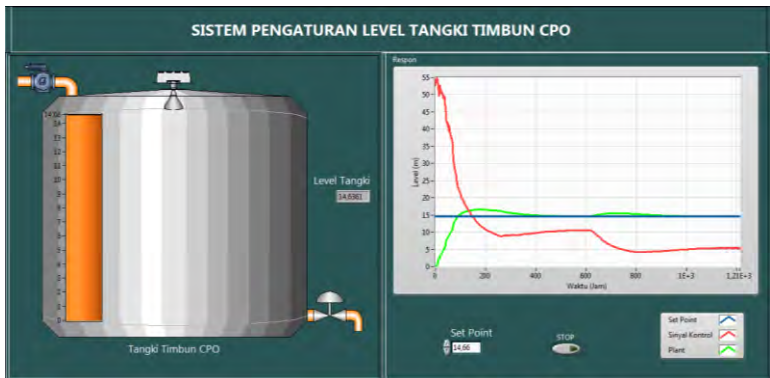
#### 4.5 Pengujian Perubahan Parameter pada Simulasi Kontroler PI

Pada pengujian kali ini dilakukan dengan membuat simulasi *virtual plant* dan simulasi kontroler PI. Konfigurasi simulasi sistem pengaturan dapat dilihat pada Gambar 3.9, sedangkan *set-up* pengujiannya dapat dilihat pada Gambar 4.1. *Set point* yang diberikan adalah 14,66 m. Pada keadaan awal, *valve* keluaran membuka 100% dan mengalirkan CPO menuju pelanggan sebesar 50 m<sup>3</sup>/jam. Gangguan diberikan saat kondisi sudah mencapai keadaan tunak, dengan mengurangi bukaan *valve* keluaran menjadi 50%, yaitu 25 m<sup>3</sup>/jam. Hasil pengujian dapat dilihat pada Gambar 4.14.

Pada Gambar 4.14, dapat dilihat tampilan HMI pada komputer *virtual plant*. Aliran keluaran awal adalah 50 m<sup>3</sup>/jam. Dengan aliran keluaran maksimal tersebut, respon dapat mencapai keadaan tunak dalam waktu 170 jam. Setelah aliran keluaran dikurangi menjadi 25 m<sup>3</sup>/jam, respon menjadi naik dan mencapai keadaan tunak kembali dalam waktu 145 jam.



**Gambar 4.14** Simulasi Sistem pada Komputer *Plant* untuk Konfigurasi 4.1 dengan Perubahan Parameter

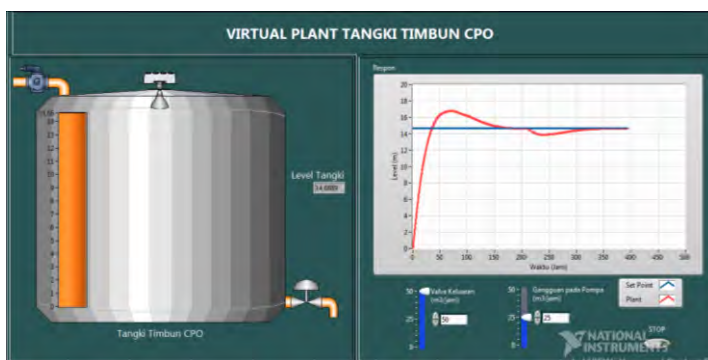


**Gambar 4.15** Simulasi Sistem pada Komputer Kontroler untuk Konfigurasi 4.1 dengan Perubahan Parameter

Pada Gambar 4.15, dapat dilihat tampilan HMI pada komputer kontroler. Aliran keluaran awal adalah 50 m<sup>3</sup>/jam. Dengan aliran keluaran maksimal tersebut, respon dapat mencapai keadaan tunak dalam waktu 420 jam. Setelah aliran keluaran dikurangi menjadi 25 m<sup>3</sup>/jam, respon menjadi naik dan mencapai keadaan tunak kembali dalam waktu 270 jam.

#### 4.6 Pengujian Variasi Buka-an Valve Masukan pada Simulasi Kontroler PI

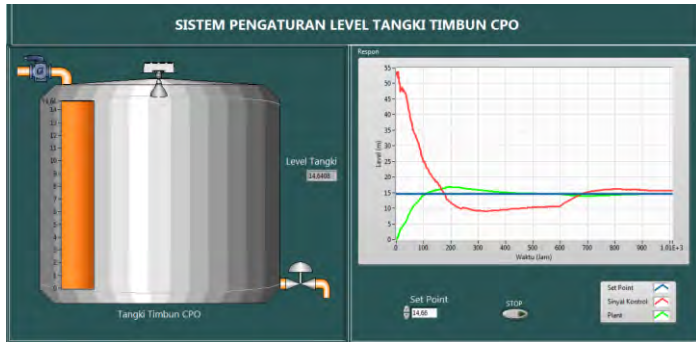
Pada pengujian ini dilakukan dengan membuat simulasi *virtual plant* dan simulasi kontroler PI. Konfigurasi simulasi sistem pengaturan dapat dilihat pada Gambar 3.9. *Set point* yang diberikan adalah 14,66 m. Pada keadaan awal, buka-an *valve* masukan awal adalah 100%, yaitu 50 m<sup>3</sup>/jam. Gangguan diberikan saat kondisi sudah mencapai keadaan tunak, dengan mengurangi buka-an *valve* masukan menjadi 50%, yaitu 25 m<sup>3</sup>/jam. Hasil pengujian dapat dilihat pada Gambar 4.16.



**Gambar 4.16** Simulasi Sistem pada Komputer *Plant* untuk Konfigurasi 4.1 dengan Variasi Buka-an *Valve* Masukan

Pada Gambar 4.16, dapat dilihat tampilan HMI pada komputer *virtual plant*. Aliran masukan awal adalah 50 m<sup>3</sup>/jam. Dengan aliran masukan maksimal tersebut, respon dapat mencapai keadaan tunak dalam waktu 180 jam. Setelah aliran masukan dikurangi menjadi 25 m<sup>3</sup>/jam, respon menjadi turun dan mencapai keadaan tunak kembali dalam waktu 120 jam.





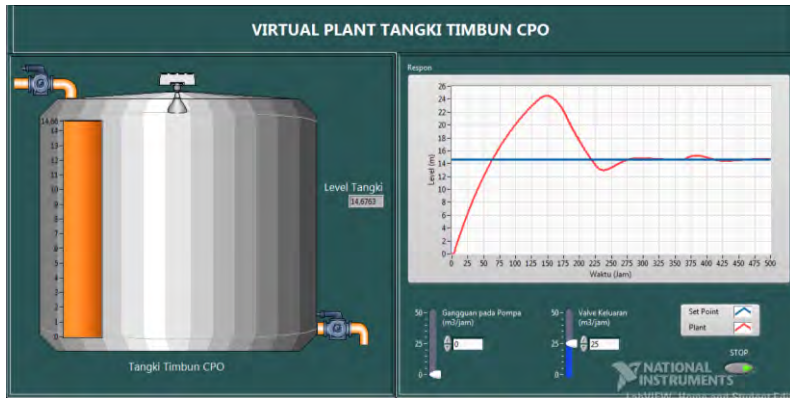
**Gambar 4.17** Simulasi Sistem pada Komputer Kontroler untuk Konfigurasi 4.1 dengan Variasi Buka-an Valve Masukan

Pada Gambar 4.17, dapat dilihat tampilan HMI pada komputer kontroler. Aliran masukan awal adalah  $50 \text{ m}^3/\text{jam}$ . Dengan aliran masukan maksimal tersebut, respon dapat mencapai keadaan tunak dalam waktu 420 jam. Setelah aliran masukan dikurangi menjadi  $25 \text{ m}^3/\text{jam}$ , respon menjadi turun dan mencapai keadaan tunak kembali dalam waktu 270 jam.

#### 4.7 Pengujian Perubahan Parameter pada Simulasi Kontroler PI MRAS

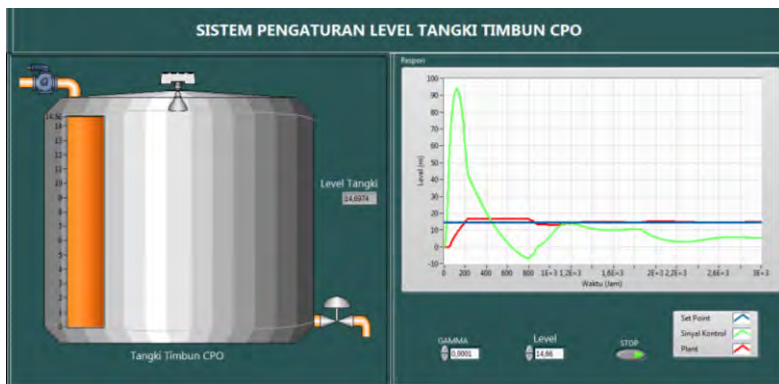
Pada pengujian kali ini dilakukan dengan membuat simulasi *virtual plant* dan simulasi kontroler PI dan MRAS. Konfigurasi simulasi sistem pengaturan dapat dilihat pada Gambar 3.9 sedangkan *set-up* pengujiannya dapat dilihat pada Gambar 4.7. Gamma yang dipilih adalah 0,0001 dan *set point*-nya 14,66 m. Selanjutnya simulasi dioperasikan dengan mengubah parameter yaitu bukaan *valve* yang berpengaruh pada nilai aliran keluaran. Hasil pengujian dapat dilihat pada Gambar 4.18.

Pada Gambar 4.18, dapat dilihat tampilan HMI pada komputer *virtual plant*. Aliran keluaran awal adalah  $50 \text{ m}^3/\text{jam}$ . Dengan aliran keluaran maksimal tersebut, respon dapat mencapai keadaan tunak dalam waktu 315 jam. Setelah aliran keluaran dikurangi menjadi  $25 \text{ m}^3/\text{jam}$ , respon menjadi naik dan mencapai keadaan tunak kembali dalam waktu 90 jam.



**Gambar 4.18** Simulasi Sistem pada Komputer *Plant* untuk Konfigurasi 4.2 dengan Perubahan Parameter

Pada Gambar 4.19, dapat dilihat tampilan HMI pada komputer kontroler. Aliran keluaran awal adalah 50 m<sup>3</sup>/jam. Dengan aliran keluaran maksimal tersebut, respon dapat mencapai keadaan tunak dalam waktu 1200 jam. Setelah aliran keluaran dikurangi menjadi 25 m<sup>3</sup>/jam, respon menjadi naik dan mencapai keadaan tunak kembali dalam waktu 200 jam.

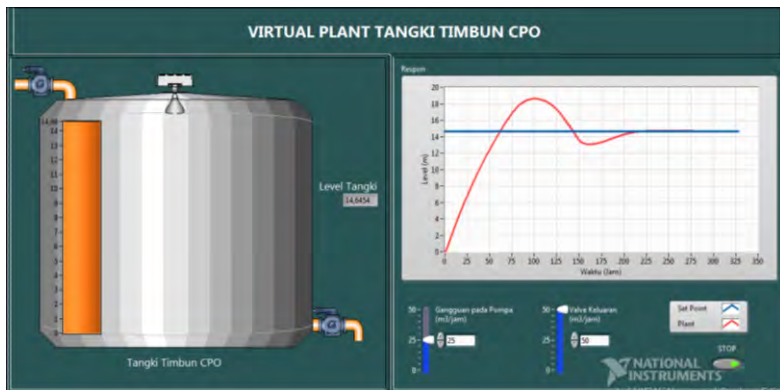


**Gambar 4.19** Simulasi Sistem pada Komputer Kontroler untuk Konfigurasi 4.2 dengan Perubahan Parameter

#### 4.8 Pengujian Variasi Buka-an Valve Masukan pada Simulasi Kontroler PI MRAS

Pada pengujian ini dilakukan dengan membuat simulasi *virtual plant* dan simulasi kontroler PI dan MRAS. Konfigurasi simulasi sistem pengaturan dapat dilihat pada Gambar 3.9. Gamma yang dipilih adalah 0,0005 dan *set point*-nya 14,66 m. Selanjutnya simulasi dijalankan dengan memberikan gangguan pada buka-an *valve* masukan. Pada keadaan awal, buka-an *valve* masukan adalah 100%, yaitu 50 m<sup>3</sup>/jam. Gangguan diberikan saat kondisi sudah mencapai keadaan tunak, dengan mengurangi buka-an *valve* keluaran menjadi 50%, yaitu 25 m<sup>3</sup>/jam. Hasil pengujian dapat dilihat pada Gambar 4.20.

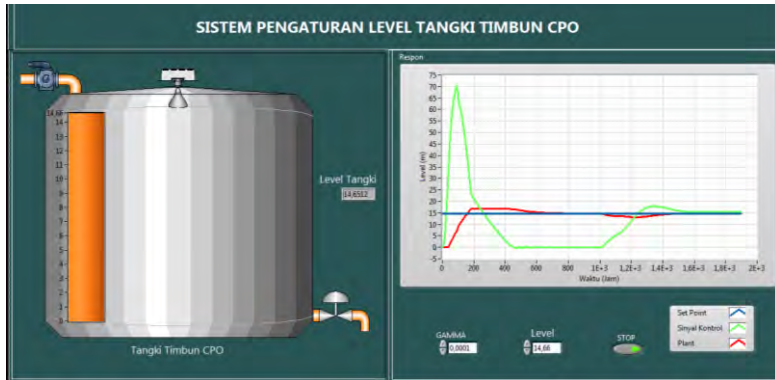
Pada Gambar 4.20, dapat dilihat tampilan HMI pada komputer *virtual plant*. Aliran masukan awal adalah 50 m<sup>3</sup>/jam. Dengan aliran masukan maksimal tersebut, respon dapat mencapai keadaan tunak dalam waktu 215 jam. Setelah aliran masukan dikurangi menjadi 25 m<sup>3</sup>/jam, respon menjadi turun dan mencapai keadaan tunak kembali dalam waktu 50 jam.



**Gambar 4.20** Simulasi Sistem pada Komputer *Plant* untuk Konfigurasi 4.2 dengan Variasi Buka-an *Valve* Masukan

Pada Gambar 4.21, dapat dilihat tampilan HMI pada komputer kontroler. Aliran masukan awal adalah 50 m<sup>3</sup>/jam. Dengan aliran masukan maksimal tersebut, respon dapat mencapai keadaan tunak dalam waktu 740 jam. Setelah aliran masukan dikurangi menjadi 25

$\text{m}^3/\text{jam}$ , respon menjadi turun dan mencapai keadaan tunak kembali dalam waktu 250 jam.



**Gambar 4.21** Simulasi Sistem pada Komputer Kontroler untuk Konfigurasi 4.2 dengan Variasi Buka-an *Valve* Masukan

## LAMPIRAN

### Lampiran 1. Pemodelan Waktu Tunda

Pemodelan waktu tunda disebabkan karena adanya pipa dari *buffer tank* menuju tangki timbun yang dapat dimodelkan sebagai berikut:

$$G_{pipa}(s) = e^{-\alpha s}$$

di mana  $\alpha$  adalah panjang pipa ( $L$ ) dibagi kecepatan aliran ( $v$ ). Untuk memperoleh  $v$ , digunakan rumus:

$$v = \frac{q_i}{A_{pipa}} = \frac{50 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,02 \text{ m}^2} = 2500 \text{ m/jam}$$

sehingga  $\alpha$  dapat diperoleh:

$$\alpha = \frac{L}{v} = \frac{350 \text{ m}}{2500 \text{ m/jam}} = 0,14 \text{ jam}$$

Jadi:

$$G_{pipa}(s) = e^{-0,14s}$$

Dengan pendekatan waktu tunda proses orde pertama, diperoleh:

$$e^{-\alpha s} \cong \frac{1}{(\frac{\alpha s}{N} + 1)^N}$$

di mana  $N$  adalah orde proses, sehingga:

$$G_{pipa}(s) = e^{-0,14s} \cong \frac{1}{0,14s + 1}$$

## Lampiran 2. Karakteristik Respon *Open-loop* Sistem

1. *Time constant* ( $\tau = 104 \text{ jam}$ )
2. *Rise time* ( $T_R(10 - 90\%) = \tau \ln(9) = 228,5 \text{ jam}$ )
3. *Settling time* ( $T_S(\pm 0,5\%) = 5\tau = 520 \text{ jam}$ )
4. *Delay time* ( $T_D = \tau \ln(2) = 72,1 \text{ jam}$ )
5. *Steady state error* ( $E_{ss} = |(1 - K)| \times 100\% = 45\%$ )

## Lampiran 3. Metode Analitik untuk Mendapatkan Nilai $K_p$ dan $\tau_i$

Hubungan antara  $U_c(s)$  dan keluaran  $Y(s)$  untuk mendapatkan parameter PI adalah sebagai berikut:

$$\frac{Y(s)}{U_c(s)} = \frac{K_P \frac{\tau_i s + 1}{\tau_i s} \times \frac{1,3775}{104s + 1}}{1 + (K_P \frac{\tau_i s + 1}{\tau_i s} \times \frac{1,3775}{104s + 1})}$$

$$\frac{Y(s)}{U_c(s)} = \frac{1,3775 K_P \frac{\tau_i s + 1}{\tau_i s (104s + 1)}}{1 + (1,3775 K_P \frac{\tau_i s + 1}{\tau_i s (104s + 1)})}$$

$$\frac{Y(s)}{U_c(s)} = \frac{\frac{1,3775K_P(\tau_i s + 1)}{\tau_i s(104s + 1)}}{1 + \frac{1,3775K_P(\tau_i s + 1)}{\tau_i s(104 + 1)}}$$

$$\frac{Y(s)}{U_c(s)} = \frac{\frac{1,3775K_P(\tau_i s + 1)}{\tau_i s(104s + 1)}}{\frac{\tau_i s(104s + 1) + 1,3775K_P(\tau_i s + 1)}{\tau_i s(104s + 1)}}$$

$$\frac{Y(s)}{U_c(s)} = \frac{1,3775K_P(\tau_i s + 1)}{\tau_i s(104s + 1) + 1,3775K_P(\tau_i s + 1)}$$

$$\frac{Y(s)}{U_c(s)} = \frac{1}{\frac{\tau_i s(104s + 1)}{1,3775K_P(\tau_i s + 1)} + 1}$$

Dengan membandingkan fungsi alih di atas dengan fungsi alih spesifikasi desain yaitu:

$$\frac{Y^*(s)}{U_c^*(s)} = \frac{1}{21s + 1},$$

diperoleh  $\tau_i$  :

$$\frac{\tau_i s(104s + 1)}{1,3775K_P(\tau_i s + 1)} = 21s$$

$$\tau_i = \tau = 104$$

Setelah memasukkan nilai  $\tau_i$ , diperoleh nilai  $K_p$ :

$$\frac{104s(104s + 1)}{1,3775K_p(104s + 1)} = 21s$$

$$\frac{104}{1,3775K_p} s = 21s$$

$$\frac{104}{1,3775K_p} = 21$$

$$1,3775K_p = \frac{104}{21}$$

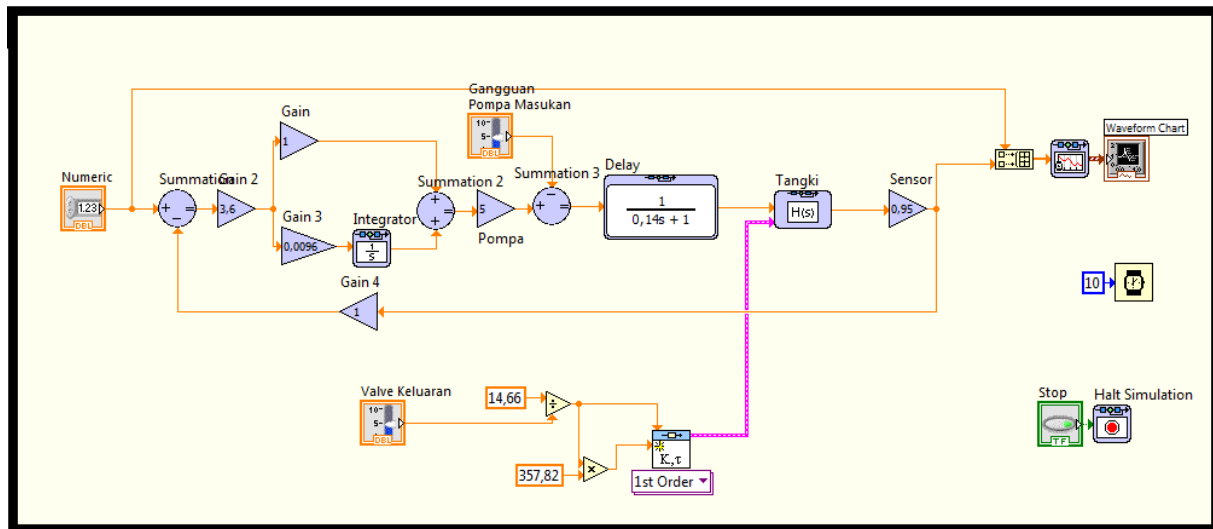
$$K_p = \frac{4,95}{1,3775} = 3,6$$

#### **Lampiran 4. Karakteristik Respon Sistem dengan Kontroler PI**

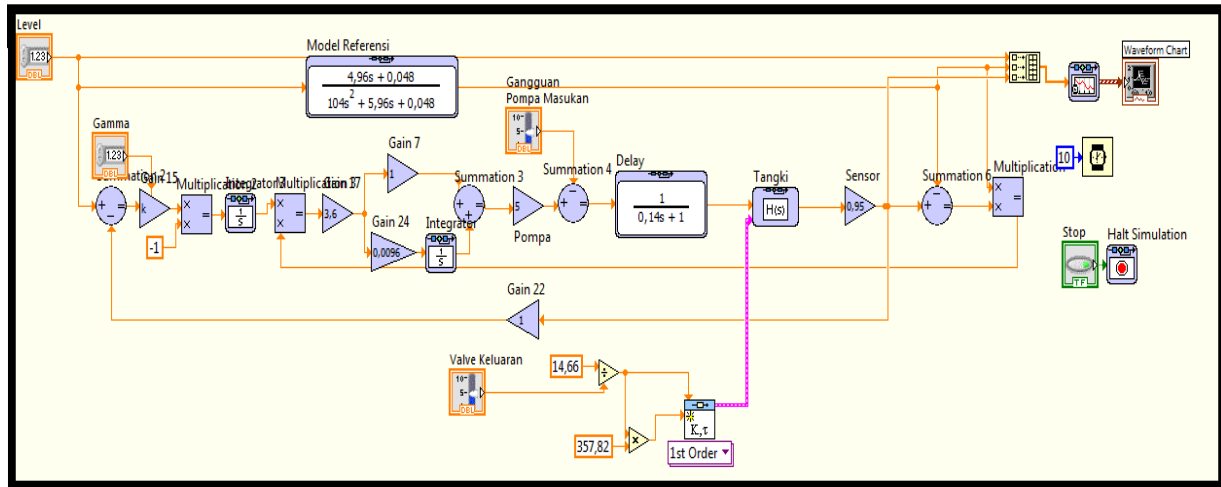
1. *Time constant* ( $\tau = 21 \text{ jam}$ )
2. *Rise time* ( $T_R(10 - 90\%) = \tau \ln(9) = 46,14 \text{ jam}$ )
3. *Settling time* ( $T_S(\pm 0,5\%) = 5\tau = 105 \text{ jam}$ )
4. *Delay time* ( $T_D = \tau \ln(2) = 14,56 \text{ jam}$ )
5. *Steady state error* ( $E_{ss} = |(1 - K)| \times 100\% = 0\%$ )



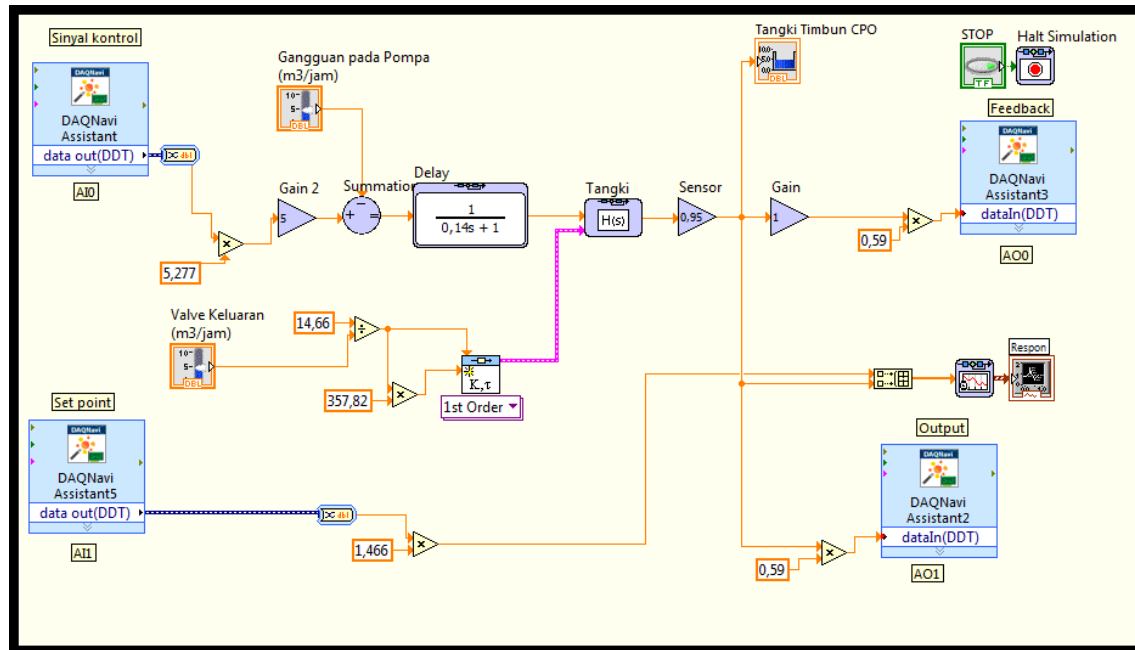
## Lampiran 5. Diagram Simulasi Sistem dengan Kontroler PI



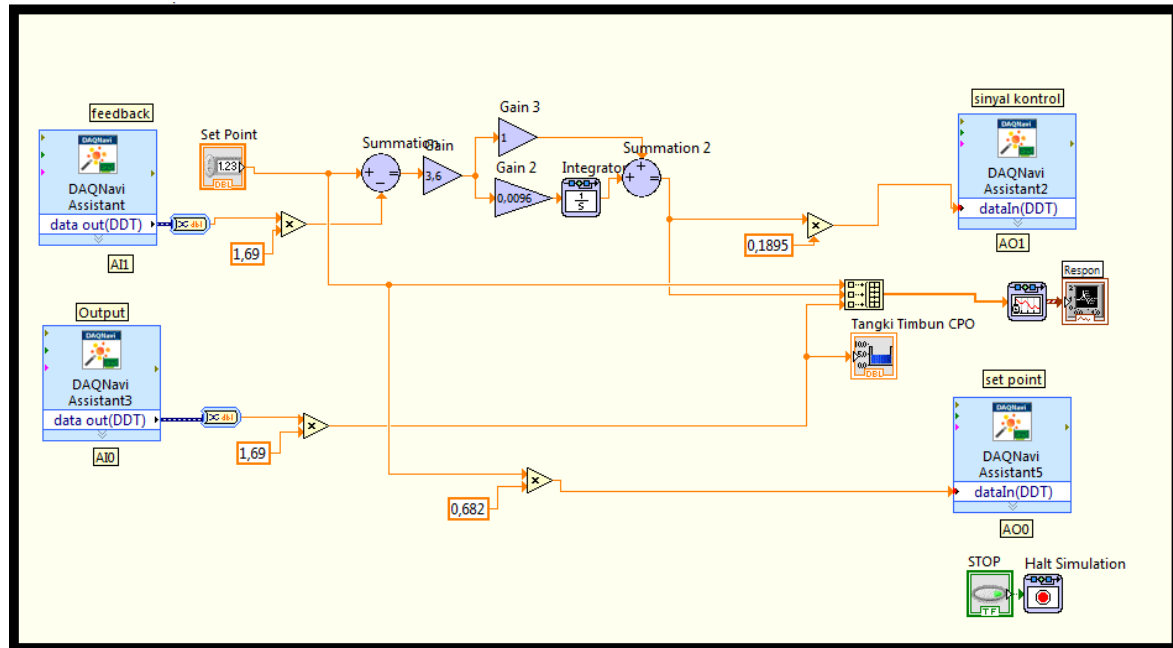
## Lampiran 6. Diagram Simulasi Sistem dengan Kontroler PI dan MRAS



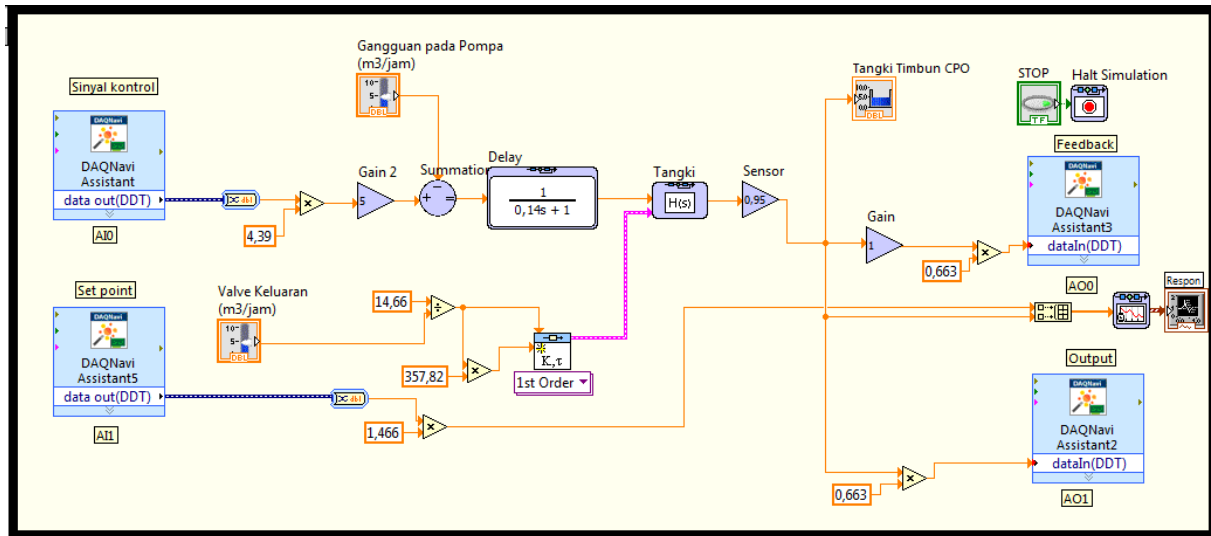
## Lampiran 7. Diagram Simulasi Sistem dengan Kontroler PI pada Komputer *Virtual Plant*



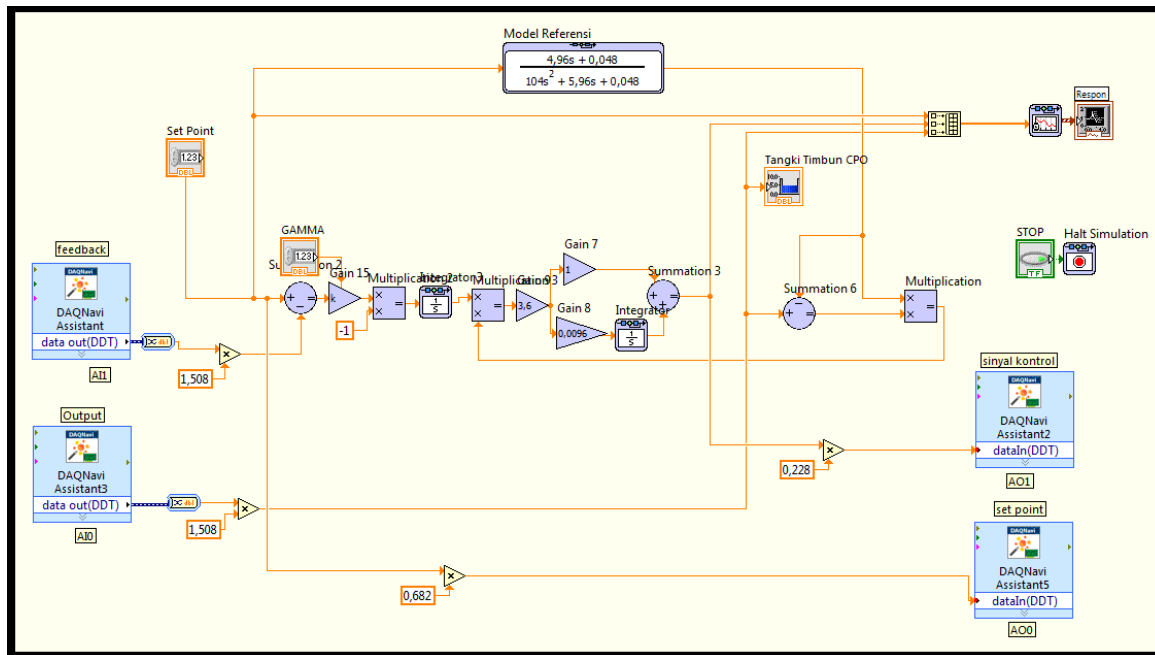
## Lampiran 8. Diagram Simulasi Sistem dengan Kontroler PI pada Komputer Kontroler



## Lampiran 9. Diagram Simulasi Sistem dengan Kontroler PI dan MRAS pada Komputer *Virtual Plant*



## Lampiran 10. Diagram Simulasi Sistem dengan Kontroler PI dan MRAS pada Komputer Kontroler





## **BAB V**

### **PENUTUP**

Sistem pengaturan level yang dirancang dapat menjaga level agar tetap pada kondisi yang diinginkan walaupun terjadi perubahan parameter *plant*. Kontroler PI digunakan karena sifatnya yang dapat mempercepat respon dan menghilangkan kesalahan waktu tunak. Sistem yang kondisi awalnya memiliki  $E_{ss}$  sebesar 45% terbukti dapat dihilangkan dengan menggunakan kontroler PI sesuai dengan sifat dari parameter  $K_p$  yang mempercepat *rise time* dan parameter  $K_i$  yang memperlambat *settling time* dan menghilangkan  $E_{ss}$ .

Perancangan kontroler adaptif mampu membuat *plant* beradaptasi dengan keadaan baru ketika adanya perubahan parameter. Hal ini dapat dilihat pada saat dilakukan pengujian dengan membuka dan menutup *valve* keluaran. Diperoleh respon sistem dengan kontroler PI dan MRAS ( $\gamma$  0,0005) yaitu 1,78x lebih cepat mencapai keadaan semula dibandingkan sistem dengan hanya menggunakan kontroler PI.



-----Halaman ini sengaja dikosongkan-----

## DAFTAR PUSTAKA

- [1] Chandler, David and Vallino, James. *Control system plant simulator : A Framework for hardware-in-the-loop simulation*. RIT Scholar Works. 2008.
- [2] Paulusova, Dubravka. *Application of Design of PID Controller for Continuous System*. Institut of Control and Industrial Informatics, Slovak University of Technology.
- [3] Yazdizadeh, Alireza and Merhrafrooz, Arash. *Adaptive PID Controller Design with Application to Nonlinear Water Level in NEKA Power Plant*. Proceedings of the 4th International Symposium on Communications Control and Signal Processing. 2010.
- [4] Heong, A.K. and Chong, Gregory. *PID Control System Analysis, Design, and Technology*. IEEE Transactions on Control Systems Technology, Vol. 13, No. 4, July 2005.
- [5] Ogata, Katsuhito. *Modern Control Engineering*. Prentice Hall, New Jersey, 1970.
- [6] Astrom, K.J. and Wittenmark, Bjorn. *Adaptive Control Second Edition*. Addison Wesley. 1994.
- [7] Ogunnaike, B.A. and Ray, W.H. *Process, Dynamics, Modeling, and Control*. Oxford University Press. 1994.
- [8] ———, *Various Technics of Liquids and Solids Level Measurements (Part 3)*. Indumart Inc.
- [9] Halvorsen, Hans-Petter. *Control and Simulation in Labview*. Telemark University College. 2011.
- [10] Dunia, Ricardo and Dean, Eric. *Introduction to LABVIEW for Control Design & Simulation*. 2004.
- [11] Dumont, Guy A. and Huzmezan, Mihai. *Concepts, Methods, and Techniques in Adaptive Control*. University of British Columbia. 2002.

-----Halaman ini sengaja dikosongkan-----

## BIODATA PENULIS



Maritza Cahyaningrum yang lahir di Grobogan, 5 Maret 1993 merupakan anak pertama dari dua bersaudara pasangan Bapak Suharto dan Ibu Rumiati. Penulis menamatkan pendidikan di SDN 1 Tanjungharjo, SMPN 1 Wirosari dan SMAN 1 Wirosari. Setelah menamatkan jenjang SMA, penulis melanjutkan kuliah di program studi D3 Teknik Elektronika di Politeknik Negeri Semarang (POLINES). Setelah tamat dari D3, penulis sempat bekerja sebagai Project Engineer di salah satu perusahaan subcon PT Yokogawa

Indonesia yaitu PT Sinergi Sistem dan Solusi. Penulis memutuskan untuk kembali melanjutkan pendidikan S1 Jurusan Teknik Elektro di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya (ITS) dengan mengambil bidang studi Teknik Sistem Pengaturan. Pada tanggal 15 Juni 2016, penulis mengikuti ujian Tugas Akhir untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik.

Email : maritzacahya@gmail.com